Controle de Processo

Teoria e Aplicações

7ª edição

Marco Antônio Ribeiro

Controle de Processo

Teoria e Aplicações

7ª edição

Marco Antônio Ribeiro

Dedicado a **Gonçalo Aparecido Pereira**, um instrumentista e um amigo. (1950-1986)

> Quem pensa claramente e domina a fundo aquilo de que fala, exprime-se claramente e de modo compreensível. Quem se exprime de modo obscuro e pretensioso mostra logo que não entende muito bem o assunto em questão, ou então, que tem razão para evitar falar claramente. (Rosa Luxemburg)

© Tek Treinamento & Consultoria, 1974, 1978, 1984, 1989, 1994, 1998, 2001

Salvador, BA, Outono 2001

Prefácio

Desde que foi escrita a primeira edição deste trabalho, em 1974, ainda com o nome de *Teoria de Controle*, muitas mudanças ocorreram no campo de controle de processo industrial. Apareceram os instrumentos inteligentes, nome não muito inteligente para instrumentos microprocessados, houve uma proliferação de computadores em aplicações de controle e atualmente há um aumento intensivo de aplicações de controladores lógico programáveis, substituindo os prosaicos relés eletromecânicos.

Mesmo com os avanços da tecnologia aplicada aos instrumentos que realizam o controle de processo, as idéias básicas e fundamentais ainda são válidas e aplicáveis ao conceito de controle.

Este trabalho ***Controle de Processo*** pretende ser uma introdução aos princípios básicos e as práticas dos vários métodos e estratégias de controle. O desenvolvimento matemático é o mínimo possível e é usado apenas para enfatizar os aspectos físicos e a teoria de operação das ações de controle.

O presente trabalho faz uma revisão dos conceitos de **Processo Industrial**, contínuo e discreto, mostrando os parâmetros de dificuldade de controle como tempo morto e característico. São apresentadas as diferentes estratégias de controle através da **Malha de Controle**, enfatizando a realimentação negativa, que é a base da maioria absoluta das aplicações praticas. É apresentado o **Controlador**, com suas partes constituintes e para fixar idéias, são detalhados os funcionamentos do **Controlador Analógico**, (pneumáticos de painel e campo, eletrônico com amplificadores operacionais) e o **Controlador Digital**, microprocessado como single loop e o bloco de controle de sistemas digitais. As ações de Controle são explicadas, quando são mostradas características e aplicações das ações Proporcional, Integral e Derivativa e apresentados os vários métodos de **Sintonia do Controlador**, operação fundamental para a operação estável e eficiente da malha de controle. De um modo simples, são apresentados os esquemas mais complexos, envolvendo o **Controle Multivariável**, onde são vistos os conceitos, configurações e aplicações dos sistemas de controle cascata, relação de vazões, faixa dividida e auto seletor. Finalmente, atendendo sugestões de alunos, foi escrito um capítulo totalmente novo acerca do **Controle Lógico**, mostrando as diferenças de idéias e equipamentos aplicados ao controle contínuo convencional e o controle de processo discreto. No Apêndice, é apresentado um **Enfoque Matemático**, ainda simples, do controle de processo, envolvendo equações integrais e diferenciais.

Este trabalho constitui a base de um **curso** de Controle de Processo que o autor ministra por todo o Brasil, principalmente para o pessoal da Petrobrás e é usado como livro texto em Escolas Técnicas, Centros de Tecnologia e Faculdades de Engenharia.

As sugestões, as criticas destrutivas e as correções são benvindas, desde que tenham o objetivo de tornar mais claro e entendido o assunto.

Endereço físico do autor: Rua Carmen Miranda 52, A 903, CEP 41820-230
Fone (0xx71) 452.3195, Fax (0xx71) 452.3058 e Celular (071) 9989.9531.
E-mail: **marcotek@uol.com.br.**

Marco Antônio Ribeiro
Salvador, BA, Outono 2001

Controle de Processo

Conteúdo

1. Controle Industrial

Objetivos de Ensino 1

1. Vantagens e Aplicações 1
1.1. Qualidade do Produto 2
1.2. Quantidade do Produto 2
1.3. Economia do Processo 2
1.4. Ecologia 2
1.5. Segurança da Planta 3
1.6. Proteção do Processo 3

2. Controle Manual 4

3. Controle de Malha Fechada 4

4. Controle com Servomecanismo 6

5.Sistemas de Controle 8
5.1. Introdução 8
5.2. Controle de temperatura 8
5.3. Controle de temperatura e vazão 9
5.4. Controle de T, F e L 10
5.5. Controle de T, F, L e A 10
5.6. Controle preditivo antecipatório 11
5.7. Controle supervisório 11
5.8. Controle digital direto 12
5.9. Controle digital distribuído 12

2. Processo Industrial

Objetivos de Ensino 1

1. Processo Industrial 1
1.1. Conceito 1
1.2. Processo Contínuo 2
1.3. Processo Batelada (Batch) 3
1.4. Processo discreto 7
1.5. Processo de Manufatura de Peças 7

2. Variáveis do Processo 7
2.1. Introdução 7
2.2. Variável Controlada 8
2.3. Variável Medida 8
2.4. Variável Manipulada 8
2.5. Variáveis Aleatórias e Distúrbios 8
2.6. Grau de Liberdade e Variáveis 10

3. Controle do Processo 10
3.1. Controlabilidade do Processo 11
3.2. Parâmetros Dinâmicos 11
3.3. Inércia 12
3.4. Tempo Morto 12
3.5. Tempo Característico 13

4. Tipos Básicos de Processo 17
4.1. Processo Auto Regulante 17
4.2. Processo Integrante 18
4.3. Processo Runaway 19

5. Estabilidade do Processo 20
5.1. Reação ao Degrau do Processo 20
5.2. Critérios de Estabilidade 21
5.3. Função de Transferência 21
5.4. Ganho 21
5.5. Banda Proporcional 23
5.6. Ângulo de fase 25
5.7. Oscilação 25
5.8. Saturação 25
5.9. Amortecimento 26
5.10. Condições de Estabilidade 26

3. Malha de Controle

Objetivos de Ensino 1

1. Conceito de Malha 1

2. Instrumentos da Malha 1
2.1. Elemento Sensor 2
2.2. Indicador 2
2.3. Registrador 2
2.4. Transmissor 3
2.5. Transdutor 3
2.6. Computador Analógico 3
2.7. Contador 4
2.8. Controlador 4
2.9. Estação Manual de Controle 4
2.10. Válvula de Controle 5

3. Malha Aberta 5
3.1. Indicação e Registro 5
3.2. Controle Manual 6
3.3. Controle Programado 6

4. Malha Fechadas 7
4.1. Realimentação 7
4.2. Realimentação Positiva 7
4.3. Realimentação Negativa 7

4. Controlador

Objetivos de Ensino 1

1. Conceito 1
1.1. Medição 1
1.2. Ponto de Ajuste 3
1.3. Estação Manual 3
1.4. Unidade de Balanço Automático 3
1.5. Ação Direta ou Inversa 5

2. Circuitos do Controlador 5
2.1. Controlador Paralelo 5
2.2. Controlador Série 6
2.3. Controlador Analógico 6
2.4. Controlador Digital 6
2.5. Controladores Pneumáticos 8

3. Controlador Pneumático 8
3.1. Controlador Liga-Desliga 8
3.2. Controlador de Intervalo Diferencial 8
3.3. Controlador Proporcional 8
3.4. Controlador Proporcional mais Integral 10
3.5. Controlador Proporcional + Derivativo 11
3.6. Proporcional, Integral e Derivativo 12

4. Controladores Eletrônicos 13
4.1. Controlador Liga-Desliga 13
4.2. Controlador Proporcional 14
4.3. Controlador Proporcional Integral 16
4.4. Controlador Integral 16
4.5. Controlador Proporcional Integral 18
4.6. . Controlador Derivativo e PID 22
4.7. Controlador Derivativo 22
4.8. Controlador PID Paralelo 24
4.9. Over Run Derivativo 25

5. Controlador Analógico

1. Controlador Pneumático de Painel1
1.1. Conceito 1
1.2. Modelos 1
1.3. Modelo Básico, 130M 2
1.4. Especificações Funcionais 3
1.5. Especificações Físicas 4
1.6. Características Opcionais 4
1.7. Componentes Básicos 4
1.8. Unidade de Ponto de ajuste 5
1.9. Unidade Derivativa 6
1.10. Unidade de Controle Automático 6
1.11. Unidade de Controle Manual 7
1.12. Transferência Automática/Manual 8
1.13. Instruções para Especificação 9
1.14. Montagem Modular 10
Estação de leitura no painel 10
Controlador cego, de campo 11

2. Controlador Pneumático de Campo12
2.1. Características Gerais 12
2.2. Indicação 12
2.3. Controle Liga-Desliga 13
2.4. Controle com Intervalo Diferencial 13
2.5. Controle Proporcional 14
2.6. Controle Proporcional + Integral 14
2.7. Controle P+I+D 15
2.8. Sistema Automático-Manual 15
2.9. Desligamento automático 16
2.10. Ponto de ajuste remoto 16
2.11. Sintonia do Controlador 17
2.12. Elemento Sensor 18
2.13. Instruções para Especificação 18

3. Controlador SPEC 200 19
3.1. Descrição e Funções 19
3.2. Instruções para Especificação 21
3.3. Especificações Normais 21

6. Controlador Digital

1. Introdução 1

2. Esquemas de Controle Digital 1

3. Funções do controlador 2

2. Entrada de dados 6

3. Algoritmo de controle 8

4. Saída do comando 11

5. Modos de Operação 12

Exemplo 12

6. Sistema Expert 13
6.1. Reconhecimento das situações. 14
6.2. Diagnóstico. 14
6.3. Correção do problema. 14

7. Controlador Comercial 14
7.1. Conceito 14
7.2. Tamanho 15
7.3. Funções de controle 15
7.4. Auto-sintonia 15
7.5. Seqüencial e programação de tempo 15
7.6. Outras propriedades 15
7.7. Controlador Foxboro 16
7.8. Controlador Bailey 17
7.9. Controlador WEST 17
7.10. Controlador Yokogawa 18
7.11. Controlador Moore 18

8. Bloco PID 19
8.1. Introdução 19
8.2. Princípios PID 19
8.3. Funções PID do CLP 20

9. Controlador virtual 22

7. Sintonia do Controlador

Objetivos de Ensino **1**

1. Ação ou modo de controle **1**

2. Ação Liga-Desliga **2**
2.1. Conceitos 2
2.2. Aplicações 3

3. Ação Proporcional **4**
3.1. Conceito 4
3.2. Relação Matemática 5
3.3. Desvio Permanente 6
3.4. Reset manual e automático 7
3.5. Aplicações da Ação Proporcional 8

4. Ação Integral **9**
4.1. Conceito 9
4.2. Relação Matemática 9
4.3. Características 10
4.4. Saturação do Modo Integral 11
4.5. Aparecimento da Saturação 12
4.6. Eliminação da Saturação do Integral 12

5. Ação Derivativa **13**
5.1. Conceito 13
5.2. Relação Matemática 14
5.3. Características 14
5.4. Aplicações 16

6. Escolha da Ação de Controle **16**
6.1. Tipos de Sistemas 16
6.2. Tipos de Controladores 18

7. Controle das Variáveis **19**
7.1. Pressão 19
7.2. Vazão 20
7.3. Nível 20
7.4. Temperatura 21

8. Sintonia do controlador **22**
8.1. Critérios de Desempenho 23
8.2. Modos do Controlador 26
8.3. Componentes da Malha 28
8.4. Mecânica da Sintonia 29
8.5. Critérios de Sintonia 30
8.6. Ajustes Típicos 33
8.7. Sumário 34
8.8. Conclusão 35

8. Controle Multivariável

Objetivos de Ensino **1**

1. Introdução **1**

2. Realimentação negativa **2**

3. Controle Cascata **3**
3.1. Introdução 3
3.2. Conceito 4
3.3. Objetivos 5
3.4. Vantagens 6
3.5. Saturação do modo integral 6
3.6. Aplicações 6

4. Controle de Faixa Dividida **8**
4.1. Conceito 8
4.2. Aplicações 8

5. Balanço de Cargas **9**

6. Controle de malhas redundantes **11**

7. Controles chaveados **11**

8. Controle Auto-Seletor **12**
8.1. Conceito 12
8.2. Exemplos 13
8.3. Características 14
8.4. Cuidado para a não Saturação 14
8.5. Aplicações 14

9. Controle Feedforward **16**
9.1. Introdução 16
9.2. Funções Básicas 16
9.3. Partes Fundamentais 16
9.4. Características 17
9.5. Limitações 18
9.6. Comparação com o Feedback 18
9.7. Desenvolvimento do Controlador 20
9.8. Aplicações 22
9.9. Conclusão 29

10. Controle de Relação (Ratio) 29
10. 1. Conceitos 29
10.2. Características 30
10.3. Aplicações 32

11. Projeto do Controle 34
11.1. Critérios Gerais 34
11.2. Controle Global da Planta 35
11.3. Otimização de controle 35

9. Controle Lógico

Objetivos 1

1. Introdução 1

2. Processo com estado discreto 2

3. Características do sistema 2
3.1. Variáveis de estado discreto 3
3.2. Especificações do processo 5
3.3. Descrição da seqüência 6

4. Diagrama Ladder 11
4.1. Histórico 11
4.2. Elementos do diagrama ladder 12
4.3. Exemplos de diagrama ladder 14

10. Controle Batelada

Objetivos 1

1. História da Batelada 1
1.1. Origem do Controle Batelada 1
1.2. Funções de controle da batelada 3
1.3. Controle manual direto 3
1.4. Controle Regulatório 3
1.5. Intertravamentos de segurança 4
1.6. Sequenciamento 4
1.7. Gerenciamento da Batelada 4
1.8. Planejamento 5
1.9. Equipamentos 5
1.10. Conclusão 11

2. Gerenciamento da Batelada 11
2.1. Introdução 11
2.2. Exigências 11
2.3. Funções Automáticas 11

3. Controle da Batelada 19
3.1. Introdução 19
3.2. Batelada seqüencial temporizado 19
3.3. Controle acionado por eventos 20

4. Automação da Batelada 20
4.1. Introdução 20
4.2. Medição das variáveis 21
4.3. Instrumentação Modular 22
4.4. Controle de Batelada 23
4.5. Característica da Instrumentação 24
4.6. Características desejáveis 25
4.7. Segurança 27
4.8. Complicações 28
4.9. Instruções de Operação 29

11. Computador no Controle

1. Computador no Processo 1
1.1. Introdução 1
1.2. Computador digital 1
1.3. Computador digital e analógico 2
1.4. Diferenças 4
1.5. Como os computadores controlam 4
1.6. Tipos de computadores digitais 5
1.7. Computador digital em processo 6
1.8. Operação dos computadores digitais 6

2. Computador Digital como Controlador de Processo 11
2.1. Introdução 11
2.2. Informação para o computador 12
2.1. Entradas analógicas 12
2.2. Entradas digitais 12
2.3. Informação requerida pelo processo 13
2.4. Saídas analógicas 13
2.5. Saídas Digitais 13
2.6. Circuitos de interface 14
2.7. Bus de entrada do computador 14
2.8. Bus de saída do computador 16
2.9. Entrada/Saída do computador 17
2.10. Endereçamento E/S 17
2.11. Processamento de dados 18
2.12. Computador no controle de processo 19
2.13. Programação do computador 20
2.14. Programação em linguagem de máquina20

2.15. Ciclo do computador 21
2.16. Programando o compilador 21
2.17 Programação simbólica 22

A. Enfoque Matemático

1. Equações do Processo 1
1.1. Introdução 1
1.2. Equações do processo 2
1.3. Processo com única capacidade 2
1.4. Nível de liquido com 2 capacidades 3
1.5. Processo com três capacidades 4
1.6. Conclusão 5

2. Equações do controlador 6
2.1. Introdução 6
2.2. Circuito do controlador ideal 6
2.3. Modos de controle 6
2.4. Efeito do atraso na linha da válvula 7
2.5. Equação para o controlador PID 9
2.6. Atraso no circuito de medição 9
2.7. Atrasos na medição e na válvula 10
2.8. Controlador PID 11
2.9. Conclusão 12

3. Equações da malha fechada 13
3.1. Introdução 13
3.2. Processo com uma capacidade 13
3.3. Processo com duas capacidades 14
3.4. Processo com três capacidades 15
3.5. Conclusões 17

4. Soluções das equações 18
4.1. Introdução 18
4.2. Processo com controlador ideal 18
4.3. Controle integral 19
4.4. Atrasos na medição e na válvula 20
4.5. Controle integral 22
4.6. Processo com duas capacidades 22
4.7. Processo com 3 capacidades 23
4.8. Exemplo 1 23
4.9. Exemplo 2 24

5. Estabilidade da malha fechada 27
5.1. Introdução 27
5.2. Prática corrente 27
5.3. Critério de Routh 27
5.4. Processo com uma capacidade 28
5.5. Condições de estabilidade 28
5.6. Processo com atrasos 29
5.7. Controle integral 30
5.8. Gráfico da equação 31
5.9. Efeito das ações integral e derivativa 31
5.10. Outros casos 31
5.11. Conclusão 32

1

Controle de Processo

Objetivos de Ensino

1. *Apresentar objetivo, vantagens e aplicações do controle automático.*
2. *Mostrar o controle manual e automático.*
3. *Explicar a diferença entre controle de processo e servomecanismo, dando um exemplo detalhado de cada um.*
4. *Mostrar como um sistema de controle de processo pode se tornar cada mais complexo, pela adição das variáveis do processo temperatura, vazão, nível, analise.*
5. *Mostrar de modo simplificado como aparece o controle digital direto, supervisório e distribuído a computador, mostrando características de cada um.*

1. Vantagens e Aplicações

Nem todas as vantagens do controle automático podem ser listadas aqui. As principais estão relacionadas com a qualidade e com a quantidade dos produtos, fabricados com segurança e sem subprodutos nocivos. Há muitas outras vantagens. O controle automático possibilita a existência de processos extremamente complexos, impossíveis de existirem apenas com o controle manual. Um processo industrial típico envolve centenas e até milhares de sensores e de elementos finais de controle que devem ser operados e coordenados continuamente.

Como vantagens, o instrumento de medição e controle

1. não fica aborrecido ou nervoso,
2. não fica distraído ou atraído por pessoas bonitas,
3. não assiste a um jogo de futebol na televisão nem o escuta pelo rádio,
4. não pára para almoçar ou para ir ao banheiro,
5. não fica cansado de trabalhar,
6. não tem problemas emocionais,
7. não abusa seu corpos ou sua mente,
8. não tem sono,
9. não folga do fim de semana ou feriado,
10. não sai de férias,
11. não reivindica aumento de salário.

Porém, o instrumento

1. sempre apresenta erro de medição
2. opera adequadamente somente quando estiver nas condições previstas pelo fabricante,
3. requer calibrações periódicas, para se manter exato e as incertezas dos padrões de calibração podem afetar suas medições,
4. requer manutenção preventiva ou corretiva, para que sua precisão se mantenha dentro dos limites estabelecidos pelo fabricante e se essa manutenção não for correta, ele se degrada ao longo do tempo,
5. é provável que algum dia ele falhe e pela lei de Murphy, esta falha geralmente acontece na pior hora possível e pode acarretar grandes complicações.

1.1. Qualidade do Produto

A maioria dos produtos industriais é fabricada para satisfazer determinadas propriedades físicas e químicas. Quanto melhor a qualidade do produto, menores devem ser as tolerâncias de suas propriedades. Quanto menor a tolerância, maior a necessidade dos instrumentos para a medição e o controle automático.

Os fabricantes executam testes físicos e químicos em todos os produtos feitos ou, pelo menos, em amostras representativas tomadas aleatoriamente das linhas de produção, para verificar se as especificações estabelecidas foram atingidas pela produção. Para isso, são usados instrumentos tais como densitômetros, viscosímetros, espectrômetros de massa, analisadores de infravermelho, cromatógrafos e outros.

Os instrumentos possibilitam a verificação, a garantia e a repetitividade da qualidade dos produtos.

Atualmente, o conjunto de normas ISO 9000 exige que os instrumentos que impactam a qualidade do produto tenham um sistema de monitoração, onde estão incluídas a manutenção e calibração documentada deles.

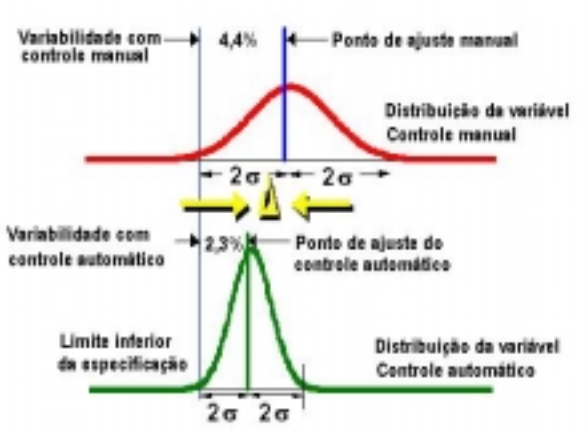


Fig. 1.1. Variabilidade do processo com controle manual e controle automático

1.2. Quantidade do Produto

As quantidades das matérias primas, dos produtos finais e das utilidades devem ser medidas e controladas para fins de balanço do custo e do rendimento do processo. Também é freqüente a medição de produtos para venda e compra entre plantas diferentes.

Os instrumentos de indicação, registro e totalização da vazão e do nível fazem a aquisição confiável dos dados através das medições de modo continuo e preciso.

Os instrumentos asseguram a quantidade desejada das substancias.

Fig. 1.2. Instrumentos de medição de nível

1.3. Economia do Processo

O controle automático economiza a energia, pois elimina o superaquecimento de fornos, de fornalhas e de secadores. O controle de calor está baseado geralmente na medição de temperatura e não existe nenhum operador humano que consiga sentir a temperatura com a precisão e a sensitividade do termopar ou da resistência.

Os instrumentos garantem a conservação da energia e a economia da sua utilização.

1.4. Ecologia

Na maioria dos processos, os produtos que não são aproveitáveis e devem ser jogados fora, são prejudiciais às vidas animal e vegetal. A fim de evitar este resultado nocivo, devem ser adicionados agentes corretivos para neutralizar estes efeitos. Pela medição do pH dos efluentes,

pode se economizar a quantidade do agente corretivo a ser usado e pode se assegurar que o efluente esteja não agressivo. Os instrumentos garantem efluentes limpos e inofensivos.

Fig. 1.3. Tubulação para transferência de produtos

1.5. Segurança da Planta

Muitas plantas possuem uma ou várias áreas onde podem estar vários perigos, tais como o fogo, a explosão, a liberação de produtos tóxicos. Haverá problema, a não ser que sejam tomados cuidados especiais na observação e no controle destes fenômenos. Hoje são disponíveis instrumentos que podem detectar a presença de concentrações perigosas de gases e vapores e o aparecimento de chama em unidades de combustão. Os instrumentos protegem equipamentos e vidas humanas.

Fig. 1.4. Área industrial hostil

1.6. Proteção do Processo

O processo deve ter alarme e proteção associados ao sistema de medição e controle. O alarme é realizado através das mudanças de contatos elétricos, monitoradas pelos valores máximo e mínimo das variáveis do processo. Os contatos dos alarmes podem atuar (ligar ou desligar) equipamentos elétricos, dispositivos sonoros e luminosos.

Os alarmes podem ser do valor absoluto do sinal, do desvio entre um sinal e uma referência fixa e da diferença entre dois sinais variáveis.

É útil o uso do sistema de desligamento automático ou de trip do processo. Deve-se proteger o processo, através de um sistema lógico e seqüencial que sinta as variáveis do processo e mantenha os seus valores dentro dos limites de segurança, ligando ou desligando os equipamentos e evitando qualquer seqüência indevida que produza condição perigosa.

Fig. 1.5. Plataforma marítima: uma área de risco

Os primeiros sistemas de intertravamento utilizavam contatos de reles, contadores, temporizadores e integradores. Hoje, são utilizados os Controladores Lógicos Programáveis (CLP), a base de microprocessadores, que possuem grande eficiência em computação matemática, seqüencial e lógica, que são os parâmetros básicos do desligamento.

Alguns instrumentistas fazem distinção entre o sistema de desligamento (trip) e o de intertravamento (interlock), enquanto outros consideram os dois conceitos idênticos.

2. Controle Manual

A forma mais simples de controle é a malha aberta com controle manual . A energia é aplicada ao processo através do atuador pelo operador. O ajuste calibrado no atuador determina, com precisão, quanta energia é aplicada. O processo usa esta energia para produzir sua saída. Mudando o ajuste do atuador, se altera a energia no sistema e a saída resultante do processo.

Um sistema de nível de líquido de tanque é um exemplo do controle manual. O produto entra no topo do tanque e sai do fundo. A quantidade de líquido que sai do tanque é controlada pela válvula (poderia ser escolhida a válvula de entrada). A quantidade de líquido determina o nível do tanque. Para o nível ficar estável e sob controle basta simplesmente que a vazão da saída (manipulada) seja igual à vazão de entrada (livre). A válvula pode ser atuada manualmente. Se um nível diferente é desejado ou necessário, deve-se simplesmente alterar a posição da abertura da válvula de saída, em sua faixa calibrada.

Quando as condições do processo são estáveis, o controle de malha aberta funciona adequadamente. No caso do nível, quando a vazão de entrada é constante (raramente é alterada), basta colocar uma válvula com ajuste manual na saída para se obter o controle desejado, pois também raramente o operador deve alterar manualmente a válvula de saída.

Vantagens do controle manual:

1. usam-se poucos equipamentos e por isso há pouca chance de se quebrar,
2. o custo do sistema é baixo, para comprar, instalar e operar.

Porém, há problemas quando ocorre distúrbio na vazão de entrada do tanque . O nível do produto é afetado diretamente pelas variações da vazão de entrada. Um aumento na vazão através da válvula de entrada provoca um aumento no nível do tanque. Qualquer variação da vazão de entrada afeta o nível do líquido. Obviamente, se houver qualquer variação ou distúrbio na válvula de entrada, o sistema de controle de malha aberta não manterá automaticamente o parâmetro de saída (no exemplo, o nível) no valor desejado. Todo distúrbio requer a intervenção manual do operador.

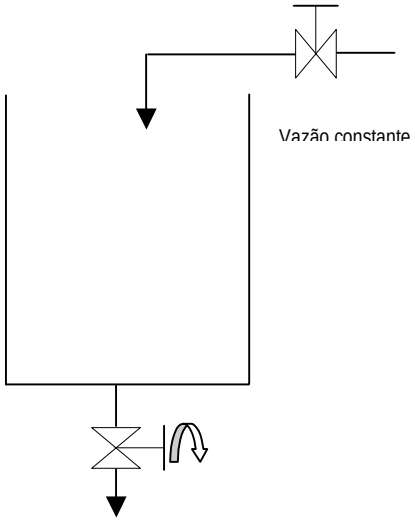


Fig. 1.6. Controle manual de malha aberta

3. Controle de Malha Fechada

O controle de malha aberta não pode garantir a saída desejada de um processo sujeito a variações de carga. A técnica usada para se obter o controle de um processo com variações freqüentes de carga é a malha fechada com realimentação negativa. Esta técnica monitora a saída real, comparando-a com um valor desejado e repondo o atuador para eliminar qualquer erro. Essa é a essência do controle automático.

Virtualmente, todos os sistemas de controle automático possuem os mesmos elementos básicos:

1. medição,
2. comparação
3. atuação.

A saída real que se pretende controlar é medida por um sensor, condicionada e transmitida para o controlador.

O controlador pode ser um computador, um circuito eletrônico, um conjunto de bico-palheta pneumático ou uma simples alavanca. A segunda entrada do controlador é o ponto de ajuste (*set point*), que indica o valor da saída desejado. O controlador toma a diferença entre estas duas entradas para determinar o valor do

erro. O controlador altera sua saída de modo calculado para igualar ou aproximar a saída real do valor desejado.

O sinal de saída do controlador é transmitido para o atuador da válvula. O atuador governa a aplicação da energia para o processo. Variando a energia para o sistema faz a saída real do processo variar, se aproximando do ponto de ajuste.

A **Fig.** 1.7 mostra o controle de malha fechada do tanque. Inicialmente, o nível do líquido no tanque deve ser medido. A medição pode ser feita, por exemplo, através de um transmissor de pressão diferencial (d/p cell). O transmissor de nível mede a pressão exercida pela coluna líquida, que é o nível, amplifica e converte esta pressão diferencial em um sinal padrão de corrente de 4 a 20 mA cc. Quando calibrado corretamente, o transmissor tem saída de 4 mA cc quando o nível estiver em 0% e a saída será de 20 mA cc quando o nível estiver em 100% da faixa calibrada.

Esta corrente analógica é transmitida através de um cabo trançado, eventualmente blindado, para o controlador. O controlador geralmente está na sala de controle centralizada, distante centenas de metros do processo. O controlador compara a variável do processo medida (nível, no exemplo) com o valor do ponto de ajuste.

Uma nova saída é calculada e transmitida para o atuador ainda na faixa padrão de 4 a 20 mA cc. Este sinal é aplicado e usado para acionar uma válvula com atuador pneumático. Deve haver uma interface entre o controlador eletrônico e o atuador pneumático da válvula, para converter o sinal eletrônico de 4 a 20 mA cc no sinal pneumático de 20 a 100 kPa. Esta interface é o transdutor i/p.

O atuador pneumático, por sua vez, varia a posição da válvula, ajustando a vazão de líquido na saída do tanque. Quando ocorrer aumento na vazão de entrada do tanque, o nível do produto no tanque aumenta. O transmissor de nível, então, vai aumentar sua saída e o ponteiro de medição do controlador também irá subir. O controlador irá alterar sua saída, como resposta. A saída do controlador irá aumentar um pouco a saída da válvula, aumentando a vazão do líquido deixando o tanque. O nível do tanque irá voltar ao ponto de ajuste desejado.

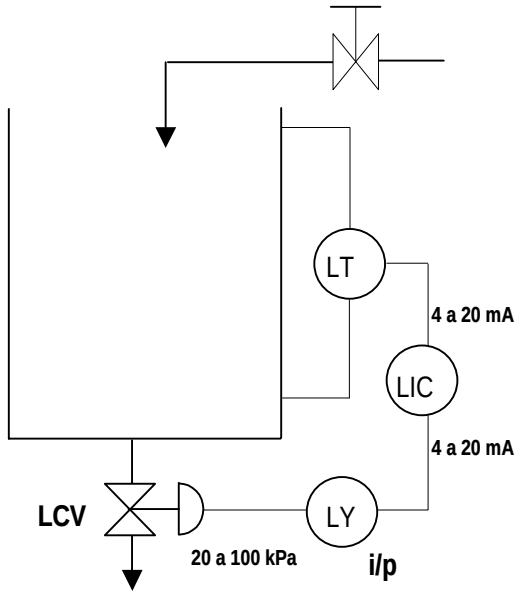


Fig. 1.7. Controle automático de nível com malha fechada

Os sistemas de controle podem ser classificados em dois tipos principais:

1. servomecanismo
2. controle de processo

4. Controle com Servomecanismo

No servomecanismo, as variáveis controladas são a posição, velocidade e aceleração; no controle de processo, as variáveis são temperatura, vazão, pressão e nível.

Um sistema de controle de posição é mostrado na **Fig.** 1.8. O atuador é um motor cc com magneto permanente. Através de um conjunto de polias, correias ou engrenagens, o motor aciona a roda dentada. Quando a rotação for diminuida, move-se um terminal de um potenciômetro. Uma ligação apropriada garante que o movimento da roda dentada da extremidade esquerda para direita gira precisamente o potenciômetro através de um arco de 300 graus, de parada a parada. O potenciômetro é o sensor do sistema de controle automático. A tensão de um terminal é a indicação da posição. A posição é realimentada para o amplificador diferencial. A tensão correspondente a posição é subtraída da tensão do ponto de ajuste e a diferença (erro) é amplificada. O amplificador diferencial é o controlador. A potência de saída do controlador é amplificada e aciona o motor.

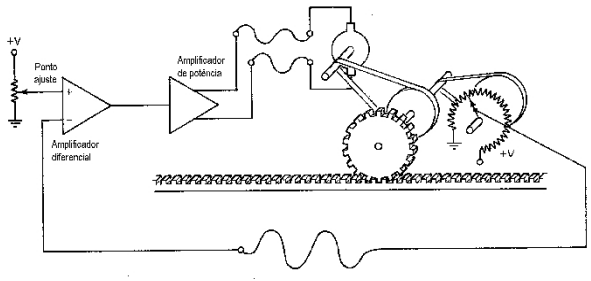


Fig. 1.8. Sistema servo para controle de posição

Quando o sinal do potenciômetro de realimentação da posição (sensor) se iguala ao ponto de ajuste, o sistema fica em repouso. Não há saída do amplificador diferencial desde que não há erro. O amplificador de potência não fornece sinal para o motor. O motor não se move.

Se quiser mover o acionador para a direita, a tensão do ponto de ajuste deve ser aumentada. Isto produz um erro positivo na saída do amplificador diferencial e, como conseqüência, na saída do amplificador de potência para o motor. O motor começa a girar no sentido horário, acionando a roda dentada no sentido horário e movendo o sistema para a direita. Quando a roda dentada se move para a direita, o potenciômetro também o faz. Este alimenta o sinal de volta para o amplificador diferencial. O erro se torna menor, uma tensão menor é aplicada ao amplificador de potência e para o motor. O motor gira com menor rotação. Eventualmente, o sinal de realimentação do potenciômetro de posição se iguala ao sinal de ponto de ajuste. O erro foi reduzido a zero. O sistema permanece em repouso. O controle de velocidade é também classificado como servo ou servomecanismo.

A **Fig.** 1.9 é um sistema de controle de velocidade. O objetivo do sistema é fornecer a tensão constante no filme, papel, pano ou plástico. Acionando a velocidade do rolo de puxagem (take-up), causa um aumento da tensão quando o diâmetro do roto aumentar. O rolo acionador é a chave. Ele é colocado sobre o fio e é livre de girar, quando o filme passa sob ele. Ele pode também se elevar em resposta ao aumento da tensão no filme ou se abaixar, quando a tensão do filme diminuir. Mecanicamente acoplado ao rolo acionador está o terminal móvel (wiper) do potenciômetro. Juntos, o rolo acionador e o potenciômetro formam um sensor de tensão, gerando na saída uma tensão cc proporcional à tensão do filme.

Quando a tensão for correta, a tensão do potenciômetro do rolo acionador se iguala à tensão do ponto de ajuste. A saída do amplificador diferencial é zero volts. Isto efetivamente aterra o divisor de tensão na entrada do amplificador de potência. A tensão do divisor aciona o amplificador de potência, fazendo o motor girar na velocidade nominal.

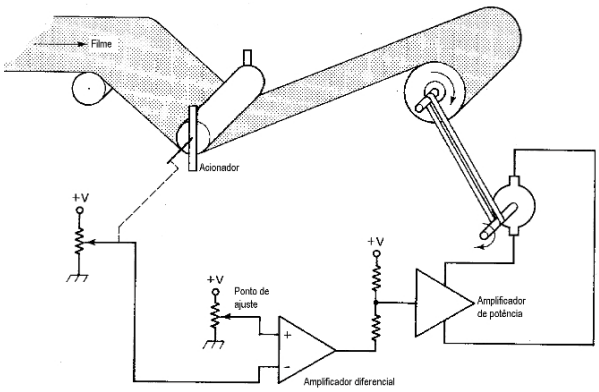


Fig. 1.9. Controle de velocidade do cilindro

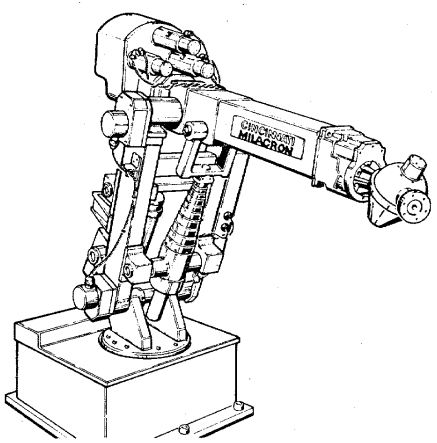


Fig. 1.10. Braço de robot industrial (Cincinnati Milacron)

Quando o filme do rolo puxador se forma, a tensão tende a aumentar. Isto faz o rolo acionador subir. O terminal móvel do potenciômetro se eleva, fazendo a entrada inversora do amplificador diferencial ficar maior do que a entrada não-inversora do ponto de ajuste. A saída do amplificador diferencial fica negativa. Puxando o fundo do divisor de tensão abaixo do terra, diminui a tensão de entrada do amplificador de potência. O amplificador de potência diminui a potência de acionamento entregue ao motor e o motor gira mais lentamente. Diminuindo a velocidade do motor, diminui-se a tensão do fio.

Uma das aplicações mais usadas do controle de servomecanismo é o robot. O braço robótico revolucionou a industria de manufatura. Sua velocidade, exatidão, precisão, durabilidade, flexibilidade diminuíram drasticamente os custos de produção, aumentando a qualidade do produto.

O robot industrial tipicamente possui três ou mais pontos de junção (joint). Cada juntura possui três graus de liberdade ou modos de movimento: x, y e z ou rolar, bater e dobrar. Para fornecer um movimento rápido, suave e bem coordenado da ferramenta sendo manipulada, a posição, velocidade e aceleração de cada grau de liberdade de cada juntura devem ser controladas simultaneamente.

O controle coordenado da posição, velocidade e aceleração de todos os graus de liberdade é melhor conseguido por um microprocessador ou microcomputador. Um sensor de posição (potenciômetro, codificador óptico, detector ultra-sônico) monitora a posição de cada grau de liberdade e transmite esta informação a um circuito de interface. Neste circuito, a posição é convertida para um formato digital adequado ao computador. Conhecendo-se as posições atual e anterior da peça, o computador determina a velocidade e aceleração. As equações de controle dentro do programa do computador usam estas informações e os dados da posição desejada para calcular a saída apropriada. Esta saída (número digital) é convertida por uma segunda interface para uma tensão necessária ou um pulso para acionar o atuador do determinado grau de liberdade. Os atuadores podem ser motores de passo, motores de corrente contínua, motores hidráulicos ou cilindros. Estas séries de leituras, cálculos, conversões e correções ocorrem em milhares de vezes por segundo para todos os graus de liberdade do robot.

5.Sistemas de Controle

5.1. Introdução

O outro tipo de controle, além do servomecanismo, é o de processo. No controle de processo, as variáveis envolvidas são a temperatura, pressão, vazão, nível, força, pH, composição, umidade, viscosidade e densidade.

O objetivo principal de um sistema de controle de processo é regular uma ou mais destas variáveis, mantendo-as em valores constantes (pontos de ajuste). Esta regulação deve ser compensada para as variações na carga do sistema e outro distúrbios introduzidos. Se o ponto de ajuste for alterado, a variável controlada deve segui-lo. Porém, diferente do controle servomecanismo onde as variações do ponto de ajuste são rapidíssimos e grandes, as variações no ponto de ajuste do controle de processo são raras e pequenas (usualmente menores que 10% do fundo de escala. A analise e o projeto dos sistemas de controle de processo são feitos do ponto de vista de como a saída responde a variação de carga, para um determinado ponto de ajuste. As respostas são lentas, de ordem de minutos ou horas. Estas constantes de tempo são maiores que as do servomecanismo.

Os sistemas de controle de processo podem ser classificados como contínuo e batelada.

O controle batelada envolve uma seqüência temporizada e lógica de operações feitas sobre o material sendo processado são exemplos de operações executadas no processo batelada:

1. aquecimento em uma dada temperatura, durante determinado tempo,
2. adição de uma quantidade prescrita de um segundo ingrediente,
3. agitação durante um tempo determinado da mistura

No fim da seqüência dos eventos temporizados, o material passa para uma outra etapa para um processamento adicional e a seqüência começa de novo com outros materiais.

Os tratamentos d'água e de fluentes de uma planta são exemplos de processo de batelada.

Em um processo contínuo, uma ou mais características do material sendo processado são manipuladas quando material passa por alguma parte do processo. O material está continuamente entrando e saindo do processo. A produção de filme é um exemplo de processo contínuo. O líquido é continuamente injetado em um tambor rotativo, onde ele se esfria e vira uma folha. A folha é puxada, aquecida e tencionada no comprimento e na largura. Estas operações definem as dimensões corretas de espessura e largura. Dependendo do uso final do filme, outros processos adicionais podem ser usados, como revestimento, pintura, secagem.

5.2. Controle de temperatura

O controle de temperatura é um bom exemplo de controle de processo.

O circuito eletrônico usado é padrão para a maioria das malhas de controle, independente da variável sendo medida ou manipulada.

Um sensor converte a variável de processo em um sinal eletrônico ou mecânico de baixo nível. Este sinal é enviado para um transmissor, que condiciona e o converte em 4 a 20 mA cc (0% a 100%).

Este sinal padrão é enviado para um controlador, registrador ou indicador, se este instrumento receptor possuir um circuito (buffer) filtro na entrada, com uma alta relação de rejeição de modo comum, os fios de transmissão podem ser comuns, trancados e não blindados. Se os instrumentos receptores não tiverem este circuito filtro na entrada os fios de transmissão devem ser blindados, para evitar a influência de ruídos. Esta blindagem deve ser aterrada, geralmente em um único ponto.

O instrumento receptor pode estar distante do processo, na sala de controle central. O sinal de correção do controlador é enviado para outro atuador eletrônico. A saída do controlador é também de 4 a mA cc. Geralmente o atuador é válvula, ou motor de bomba motor ou aquecedor.

A malha de controle de temperatura simplificada é mostrada na **Fig.** 1.11. Neste diagrama, são mostrados apenas os equipamentos básicos funcionais, como

TE	Elemento sensor
TT	Transmissor
TC	Controlador
TV	Válvula de controle
TI	Indicador

Não são mostrados os condicionadores de sinal, transdutores de sinal eletrônico pneumático, circuitos compensadores. Também por simplicidade, o indicador e controlador estão mostrados no mesmo símbolo (TIC)

5.3. Controle de temperatura e vazão

Para garantir um produto aquecido adequadamente para o próximo estagio, em uma vazão controlada, deve-se usar um controlador de vazão acionado a bomba de descarga. Ha também uma grande variedade de sensores de vazão, que serão vistos em outro capitulo.

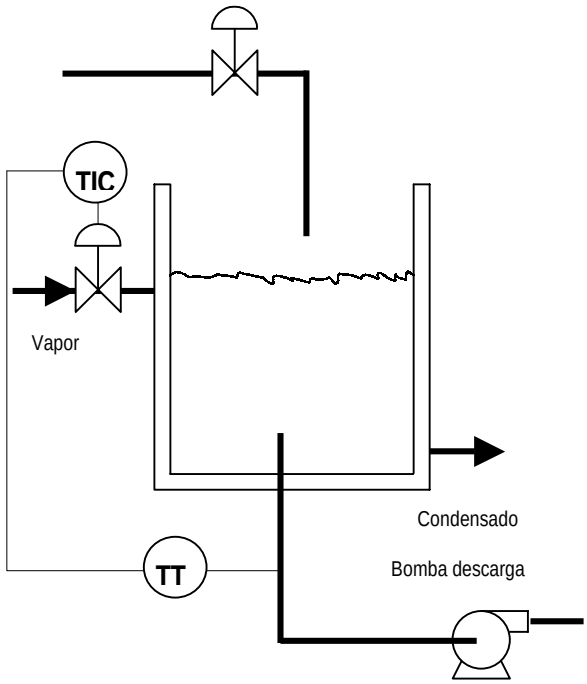


Fig. 1.11. Malha de controle de temperatura

O processo com o controlador de vazão atuando na bomba de saída apresenta um grande problema. É inteiramente possível bombear o tanque e esvazia-lo, podendo causar o sistema de controle de temperatura superaquecer e queimar o vaso. Ou se a vazão de saída for ajustada para valor muito baixo, o tanque pode ficar cheio e derramar.

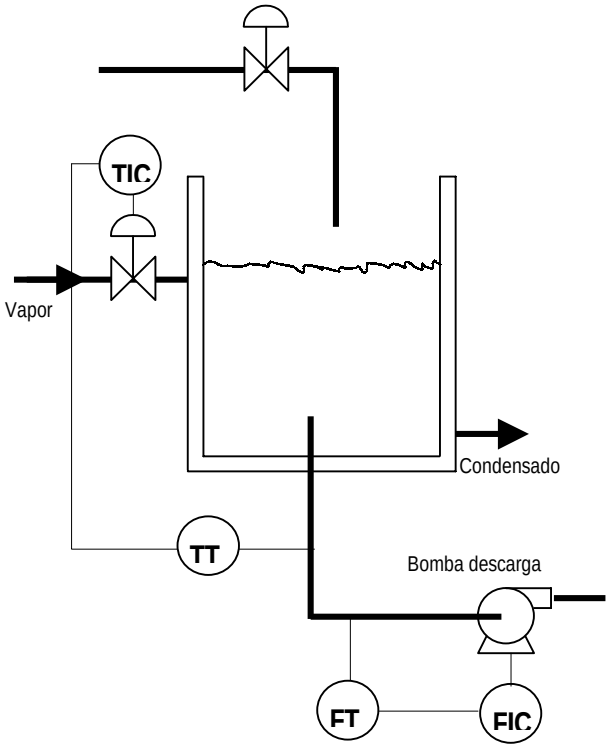


Fig. 1.12. Malha de controle de temperatura e vazão

5.4. Controle de temperatura, vazão e nível

A solução deste problema é adicionar um sistema de controle de nível, manipulando a vazão de entrada do produto. O controle de nível evita que o tanque fique totalmente vazio ou cheio totalmente. Outra vantagem, é que o nível constante também facilita o controle o controle de temperatura.

5.5. Controle de temperatura, vazão, nível e análise

Pode ser desejável ou necessário alterar a composição do material no vaso. Isto pode ser feito pela adição de uma segunda tubulação de alimentação, válvula, sensor de composição e transmissor de composição e controlador. Também se coloca um misturador apropriado.

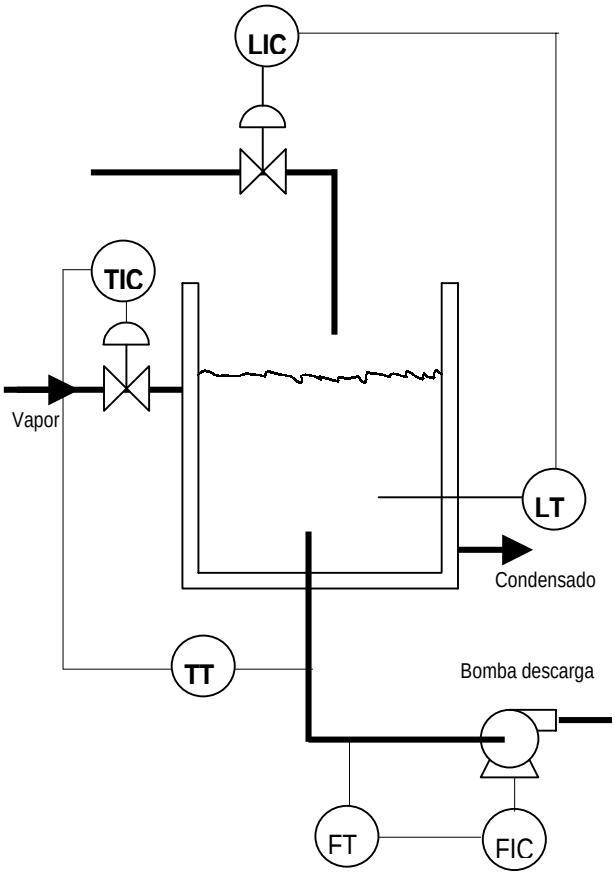


Fig. 1.13. Malhas de controle de temperatura, vazão e nível

Se o volume do aditivo é desprezível em relação ao volume do A este controle é adequado. Porém, a malha de controle de nível que manipula o produto A, afeta o nível e também a percentagem da mistura. Do mesmo modo, qualquer variação da quantidade de B devida ao controlador de composição irá afetar o nível, porém, em um grau muito menor.

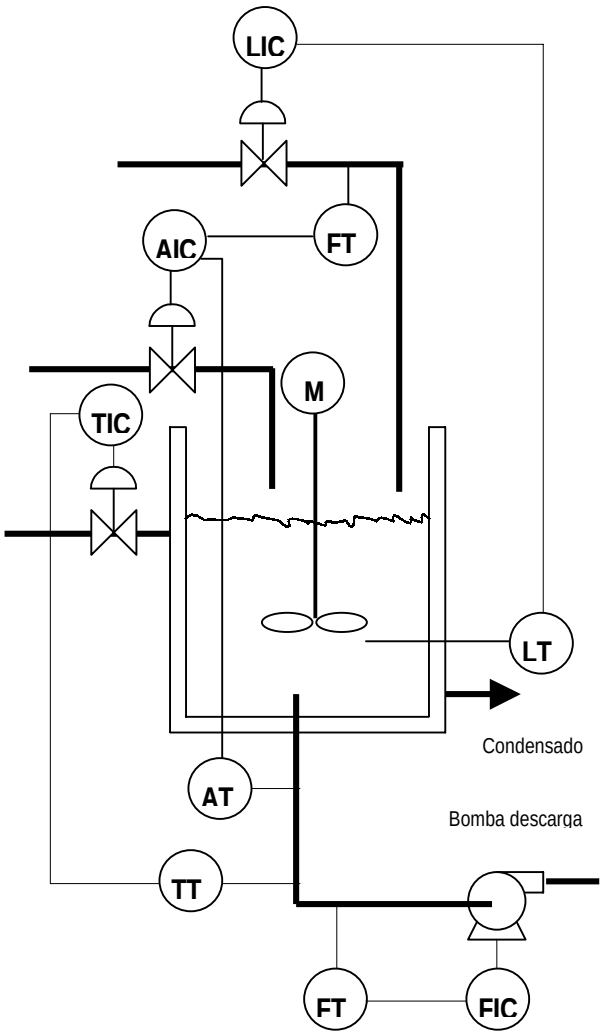


Fig. 1.14. Malhas de controle de temperatura, vazão, nível e análise

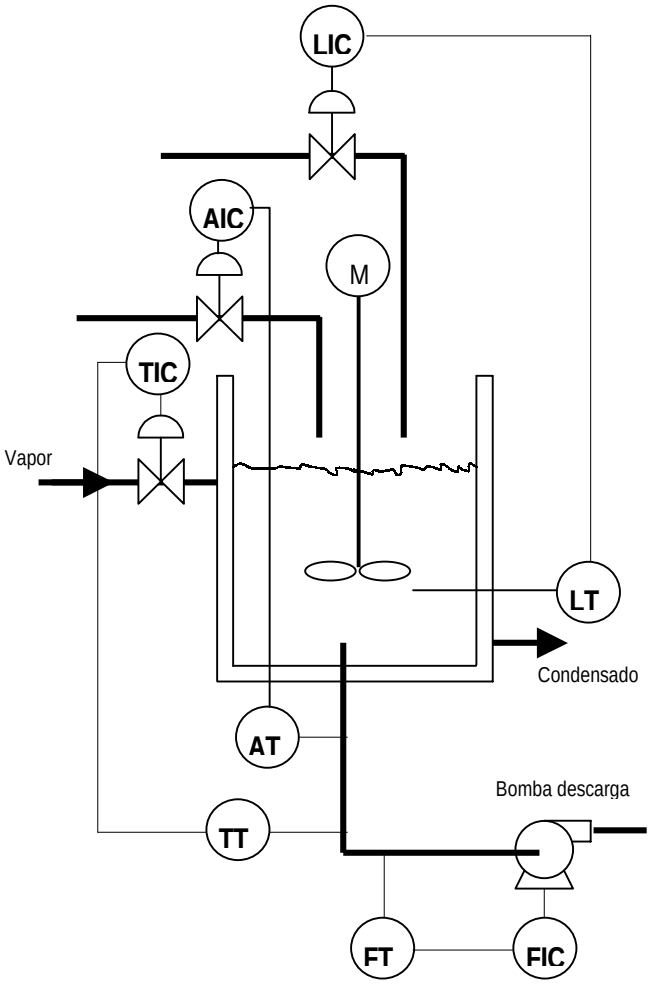


Fig. 1.15. Malhas de controle de temperatura, vazão, nível, análise e feedforward

5.6. Controle preditivo antecipatório

Uma malha de controle preditivo antecipatório pode ser adicionada, baseada na vazão do produto A. Esta malha permite ao controlador de composição antecipar variações no produto A.

Ele pode manipular B, antes que o sensor de composição tenha detectado uma variação. O controlador de composição deve ser mais complexo que os controladores convencionais.

A operação deste processo começa a ficar complicada. Além disso, na prática, variações na alimentação de B afetam o nível. É necessário, também, tornar suaves e coordenadas as variações nos quatro parâmetros controlados simultaneamente. O ajuste manual do sistema com as chaves de ponto de ajuste de cada controlador é um modo limitado de operar. O controle por computador pode ser acrescentado.

5.7. Controle supervisório

O controle digital supervisório é mostrado na **Fig.** 1.16. Os controladores analógicos existentes são mantidos intactos. Os sinais de todos os transmissores são enviados para o computador e para os controladores. Os controladores devem ter a opção de ponto de ajuste remoto. Nesta configuração, o computador estabelece os pontos de ajuste de cada controlador. Dependendo do programa, o computador pode mostrar (display) imagens dinâmicas de alta resolução dos estados atuais do processo ou a historia de cada variável O computador pode estabelecer os pontos de ajustes de todas as malhas, de modo coordenado.

O computador também pode executar o controle preditivo antecipatório e a interdependência das quantidades de alimentação de A e B com a composição e o nível.

O controle digital supervisório pode ser facilmente adicionado ao sistema de controle analógico existente. Se o computador digital falha, o sistema continua a operar em seus últimos pontos de ajuste e pode ser chaveado para operação manual. Como os controladores analógicos manipulam a dinâmica de malha, o computador não precisa ser muito rápido.

Para uma nova instalação, o controle digital supervisório requer muita instrumentação eletrônica. O desempenho final do sistema é limitado pelas características dos controladores analógicos. Este sistema não é muito flexível.

5.8. Controle digital direto

A **Fig.** 1.17 mostra um segundo enfoque: controle digital direto (DDC).

Todos os controladores e indicadores analógicos são removidos. Os transmissores e sensores enviam seus sinais diretamente e somente para o computador. O computador lê todas estas entradas, compara cada uma com o seu correspondente ponto de ajuste, previamente entrado pelo teclado, calcula novas saídas baseadas no status atual e na saída anterior e manipula os atuadores diretamente. O computador executa todas as funções de controle. Os dados são armazenados para posterior análise, alarmes soam e mensagens são impressas se apropriado e os gráficos coloridos de alta resolução nos monitores são atualizados. Tudo isso acontece para todas as malhas controladas, de 10 a 100 vezes por segundo.

Muitas técnicas de controle mais complexas podem ser implementadas com o computador controlando diretamente o atuador. Isto fornece uma grande melhoria do desempenho em relação ao controlador analógico. Porém, se o computador falhar, o processo inteiro fica totalmente sem controle. Isto pode ser desastroso. Também, o computador deve ser muito rápido e caro para executar todas as tarefas associadas com o controle de cada malha e o armazenamento e display da informação e interface com o operador.

5.9. Controle digital distribuído

A ultima geração de controle digital de processo é o controle distribuído a computador. A primeira vista, ele parece com o controle supervisório digital. (Fig.1-19).

Cada malha possui seu próprio sensor, transmissor, indicador/controlador e atuador. Porém o controlador/indicador é agora um poderoso microcomputador. Cálculo complexos e modelagem do processo podem ser feitos pelo controlador a microcomputador *single loop*).

Ele pode também ter a habilidade de trocar sua própria equação de controle para fornecer um desempenho ótimo sem intervenção do computador principal ou do operador. Isto é chamado de auto sintonia (self tuning).

A comunicação entre todos os controladores baseados em microcomputadores o computador supervisório é feita através de cabos coaxiais de RF.

Este único cabo pode ser compartilhado por centenas de controladores localizados ao longo da planta. Os dados relacionados com os valores atuais das variáveis de processo, pontos de ajuste, sintonia do controlador, alarmes, intertravamentos, passam através deste circuito de área local nos dois sentidos. Os controladores remotos podem ser reprogramados do computador supervisório do circuito de comunicação.

O controle distribuído a computador combina as vantagens do controle supervisório e do controle digital direto. Um computador controla sua flexibilidade e potência de fazer contas matemáticas, controla cada malha. O status do sistema pode ser monitorado e a operação dirigida de uma estação supervisória central. Falha de qualquer elemento no sistema (controlador, circuito de comunicação ou computador supervisório) não faz o processo inteiro parar. Em adição, gráficos sofisticados, diagnósticos e geração de relatórios para centenas de malhas e até de toda a planta, podem ser feitos com o computador supervisório desde que ele não monitora e controla constantemente cada malha separada.

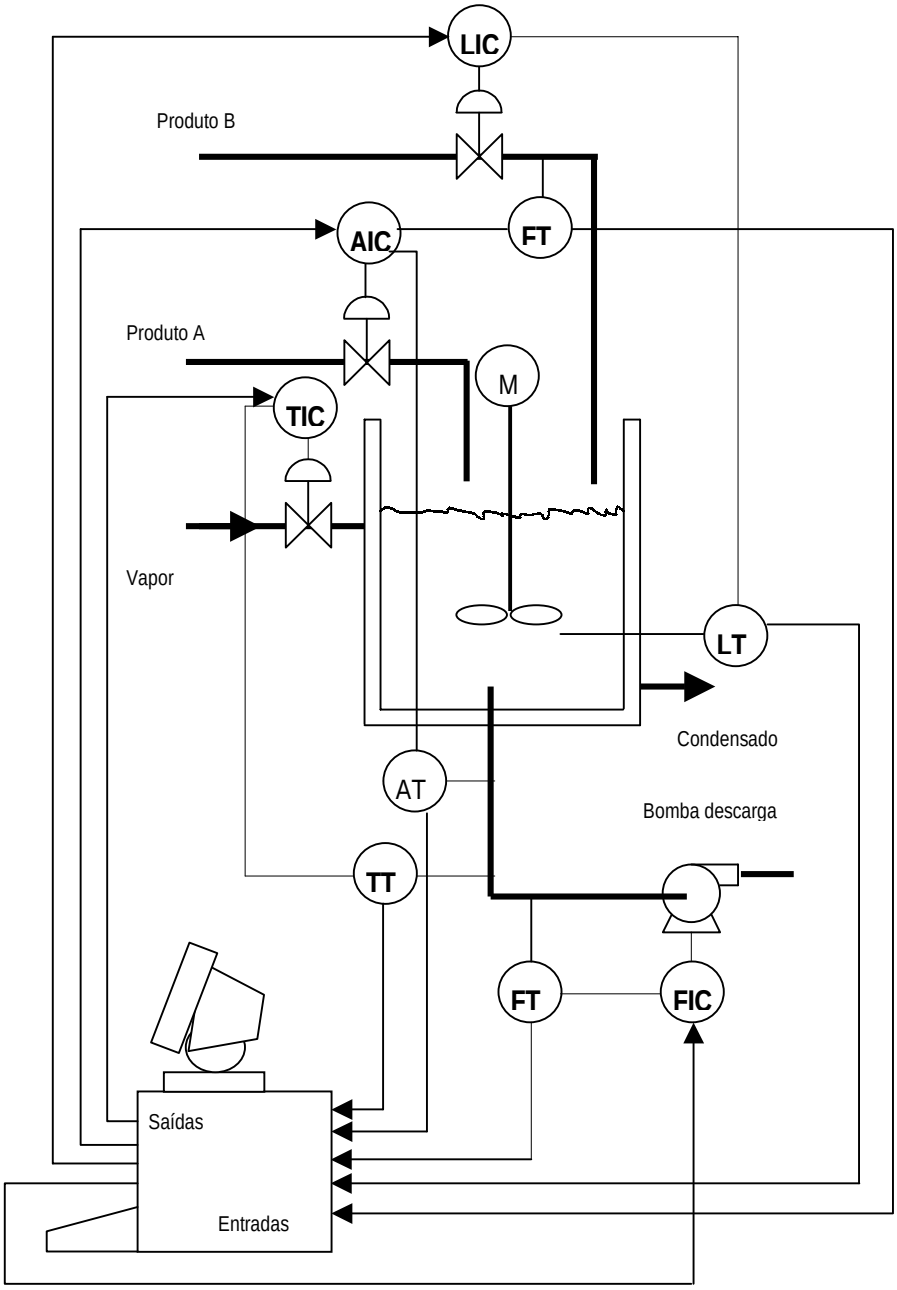


Fig. 1.16. Processo com controle supervisório digital: computador monitora instrumentos convencionais

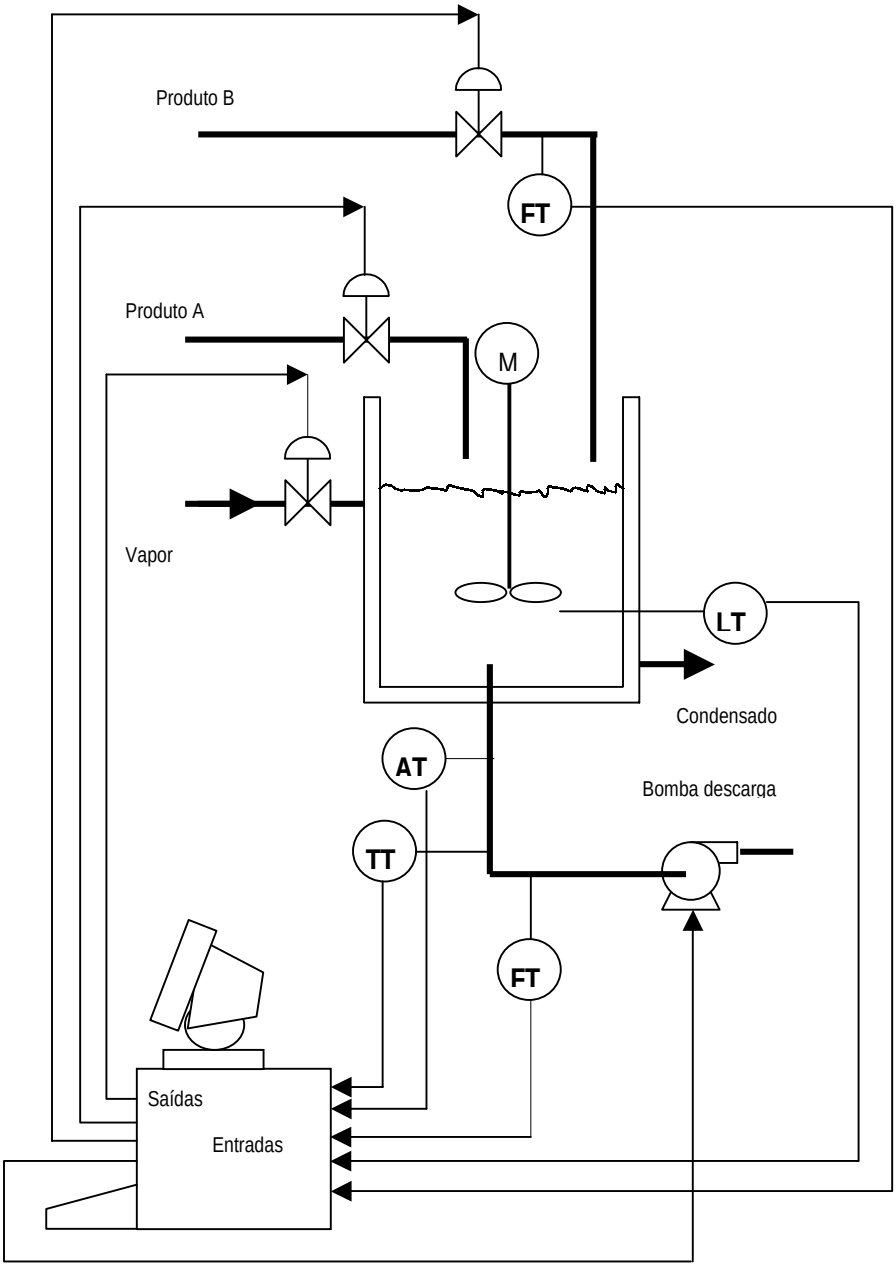


Fig. 1.17. Processo com controle supervisório digital: computador atua como controlador

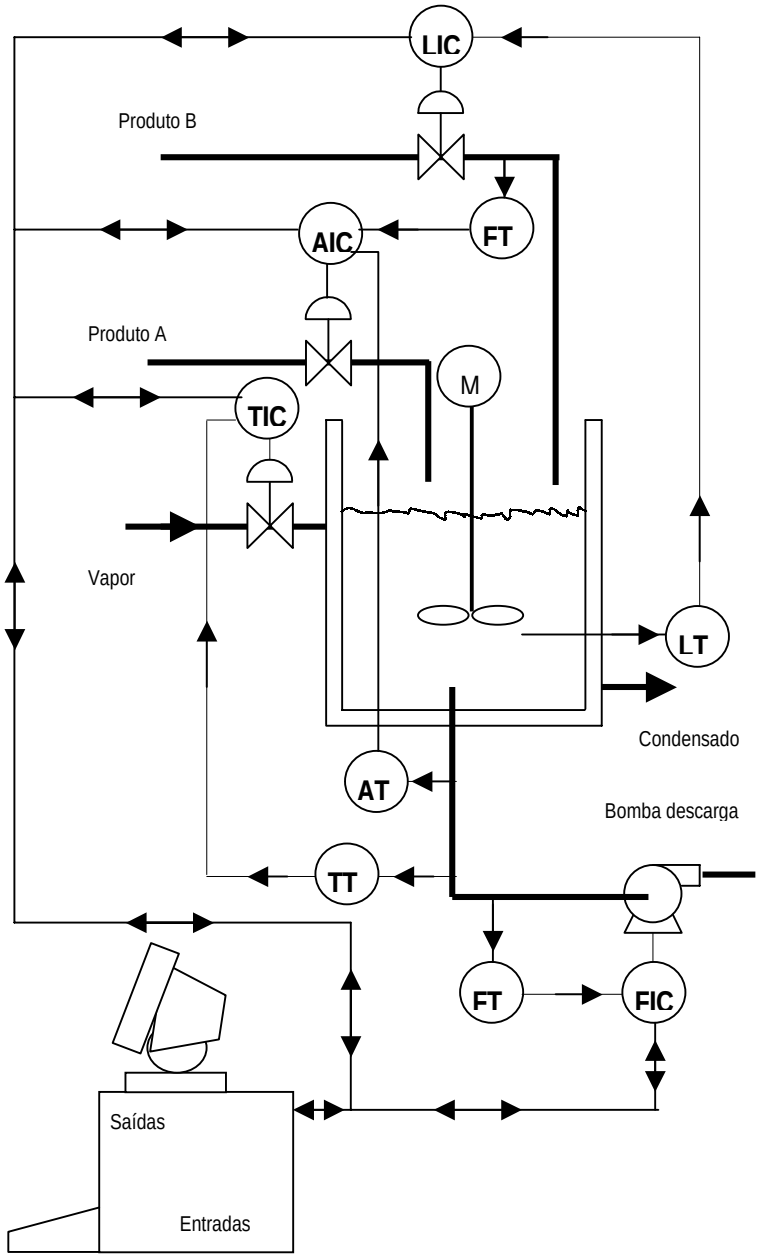


Fig. 1.18. Processo com controle a computador distribuído: os computadores são microprocessados

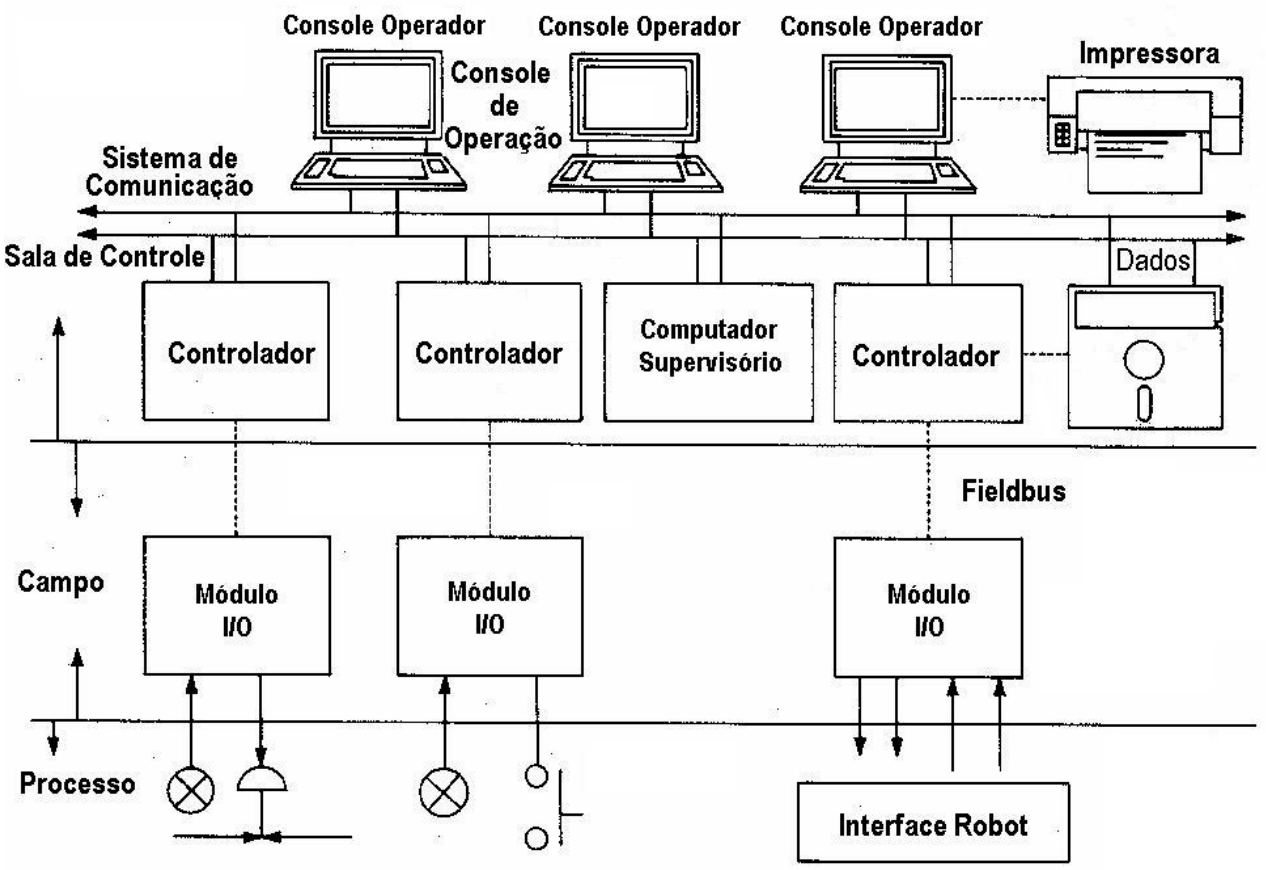


Fig. 1.19. Esquema simplificado de Sistema Digital de Controle Distribuído

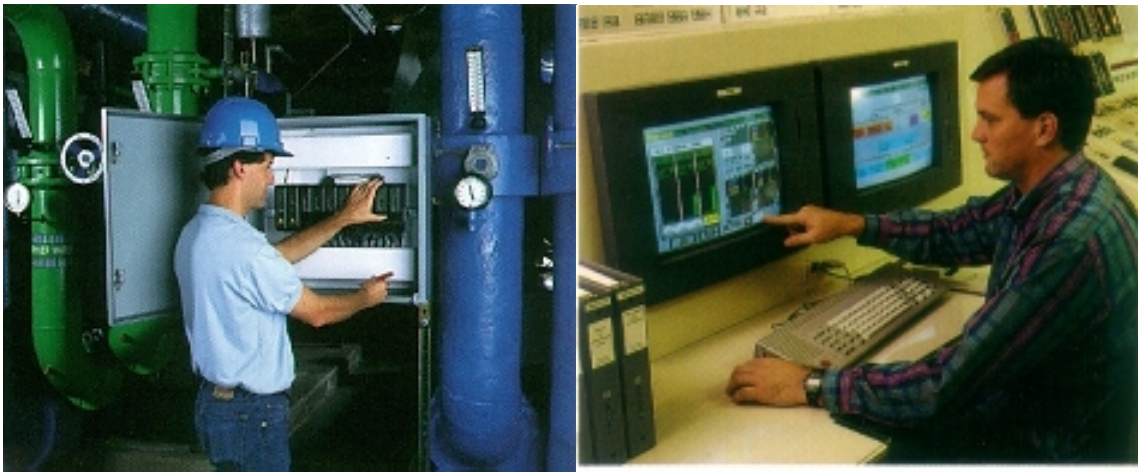


Fig. 1.20. Operador em ação no campo e na sala de controle

2

Processo Industrial

Objetivos de Ensino

1. *Conceituar processo industrial e mostrar os diferentes tipos: contínuo, batelada, discreto e fabricação de peças.*
2. *Apresentar a terminologia relacionada com as variáveis e carga do processo.*
3. *Analisar os parâmetros da controlabilidade do processo: tempo morto e tempo característico (resistência e capacitância).*
4. *Apresentar os tipos de processo: auto-regulante, integrante e runaway.*
5. *Mostrar sistemas de várias ordens.*

1. Processo Industrial

1.1. Conceito

Qualquer estudo de controle de processo deve começar investigando o conceito de processo. Do ponto de vista de produção, o processo é geralmente tomado como o lugar onde os materiais e a energia se juntam para fazer um produto desejado. Do ponto de vista de controle, o processo é identificado como tendo uma ou mais variáveis associadas a ele e que são importantes o suficiente para que seus valores sejam conhecidos e controlados pelo processo.

Qualquer operação ou série de operações que produza o resultado final desejado é considerada um processo. Geralmente, o processo consiste na modificação das matérias primas, colocadas na sua entrada, nos produtos finais, obtidos em sua saída, através do suprimento de energia, durante um determinado período de tempo.

O processo pode envolver uma operação mecânica, um circuito elétrico, uma reação química ou uma combinação desses eventos.

No presente trabalho, o conceito de processo poderá ter significados muitos diferentes. Poderá ser considerada como processo uma simples malha de controle, bem como um complexo sistema de controle com computador digital.

Na prática, tem-se processo dentro de processo. Por exemplo, uma planta de fertilizantes pode ser considerada, na sua totalidade, como um processo. Porém, a planta pode ser tomada como dois processos distintos: um de produção de amônia, outro de produção de uréia. Dentro da unidade de fabricação de amônia, o compressor pode ser considerado como um processo independente. O controle automático do compressor envolve várias malhas de controle, cada malha podendo ser tomada como processo.

Sob o ponto de vista do tempo e do tipo de operação envolvido, o processo pode ser classificado em

1. contínuo,
2. batelada
3. discreto
4. fabricação de itens

1.2. Processo Contínuo

O processo é contínuo quando a matéria prima entra num lado do sistema e o produto final sai do outro lado continuamente. Nesta aplicação o termo continuamente significa um período de tempo relativamente longo, medido em horas, em dias e até em meses, dependendo do processo.

A maioria das indústrias petroquímicas e siderúrgicas possui processos contínuos. As paradas totais dos processos se realizam em intervalos de um ano ou mais. O processo contínuo pode levar até vários dias para entrar em regime estável e permanente de produção.

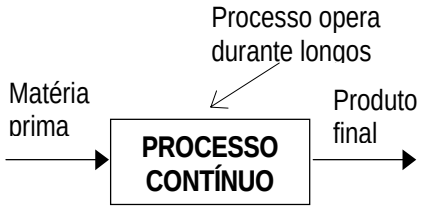


Fig. 2.1. Esquema simplificado do processo contínuo

Todo processo possui um fluxo de material, energia ou ambos. O fluxo de material ou energia é manipulado sob o comando de um controlador cujo objetivo é manter a variável do processo em um valor desejado; este valor é chamado de ponto de ajuste (*set point*).

Exemplo de processo contínuo simples é o nível de líquido de um tanque. A entrada do tanque é livre e a sua saída é manipulada por um controlador de nível, de modo que o nível seja sempre igual a um determinado valor. O nível pode assumir qualquer valor entre vazio (0%) e totalmente cheio (100%). Em determinado momento ele pode valer 65,3 %; em outro 34,9 %.

O controle automático do processo contínuo se baseia no algoritmo que combina as três ações clássicas:

Proporcional, Integral e Derivativa e por isso é também chamado de controle PID.

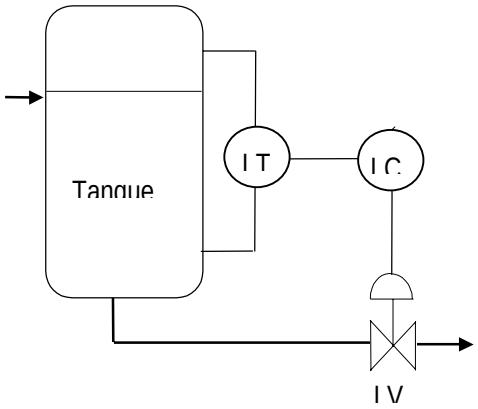


Fig. 2.2. Processo contínuo: nível do tanque

Dependendo do tipo do sensor e do sistema de medição, é possível se ter uma medição descontínua de uma variável contínua. No mesmo exemplo do nível do líquido do tanque, quando se tem eletrodos como sensores do nível, a medição e controle do nível ocorre de modo discreto, através de degraus. Quando se tem três eletrodos com tamanhos diferentes, tem-se uma medição do nível em três degraus. Enquanto apenas um eletrodo estiver coberto pelo nível, a medição do nível não se altera, até que o nível atinja o próximo eletrodo.

Fig. 2.3. Processo industrial

1.3. Processo Batelada (Batch)

Conceito

No processo batelada, uma dada quantidade de material é processada através de passos unitários, cada passo sendo completado antes de passar para o passo seguinte. A alimentação do processo batelada é feita por quantidades discretas, de modo descontínuo. O processo é alimentado, a operação é executada, o produto é descarregado e reinicia-se outro ciclo. Cada operação do processo de batelada pode ser considerada como um processo contínuo, porém o tempo envolvido é relativamente pequeno, medido em minutos ou horas.

O processo batelada é aquele em que as funções de transferência de material ou processamento de material são cíclicas com resultados repetitíveis. O processo batelada faz um produto em quantidades finitas. Em uma situação ideal, este produto é determinado por

1. uma *receita* que tem um nome e contem informação sobre
2. os ingredientes ou as matérias primas usadas,
3. a ordem dos passos e
4. as condições do processo e
5. equipamento usado no processo.

Fazer uma sopa é um exemplo típico de um processo de batelada e possivelmente a receita foi passada oralmente, de uma geração para a seguinte.

No passado, cozinhar a sopa era feito e controlado manualmente, porém os passos e funções típicos de um processo de batelada já eram explícitos e reconhecidos:

1. medição ou sensação por meio de ver, tocar, escutar e degustar
2. atuador, ou a interferência direta de cozinhar com processo, como mexer a sopa, aumentar ou reduzir a fonte de calor, adicionar ingredientes ou remover a panela do fogo.
3. segurança: como evitar ou extinguir o fogo na caverna ou cozinha, certamente com uma lata d'água para a emergência.
4. manipulação anormal: redução do fogo em caso de excesso de fervura ou aumento da agitação para evitar que sopa grude na panela
5. controle regulatório: mantendo a temperatura da sopa no ponto de ebulição
6. seqüência: execução dos passos do processo em ordem predeterminada
7. coordenação do processo: certos ingredientes foram medidos, pesados ou preprocessados para servir como matéria prima antes de começar o processo principal de cozinhar a sopa.
8. programação: onde alguém programa e supervisiona o processo de fazer vários potes de sopa para todo o pessoal da tribo.

É fácil imaginar que o controle de qualidade, em termos de se garantir um gosto agradável e consistente para vários potes de sopa era requerido pelo usuário final. O controle de qualidade era uma consideração importante para o cozinheiro continuar no negócio ou mesmo continuar vivo.

A otimização do uso do ingrediente e do tempo de cozimento foi muito importante no passado, especialmente quando era pobre o suprimento da comida.

Este exemplo mostra que as funções incluídas no controle do processo de batelada de hoje não eram diferentes daquelas da pré-história. A principal diferença é que, hoje, se tem os meios para armazenar os ingredientes necessários e de executar as funções manuais por meio de equipamento mecânico ou eletrônico, de modo automático.

Como havia muitos fenômenos químicos e físicos pobremente conhecidos, o controle do processo batelada foi considerado uma arte ou uma habilidade no passado. O cozinheiro pré-histórico fez várias funções, tais como engenheiro de pesquisa e desenvolvimento, especialista de processo, operador e instrumentista. Os processos de batelada originais eram tão elaborados que requeriam muita atenção e experiência para fazer produtos com uma qualidade consistente.

Atualmente, tem-se um enfoque mais cientifico e muitas incertezas na química e física foram reduzidas ou resolvidas.

Historicamente, o crescimento do conhecimento dos fenômenos físicos e químicos junto com o aparecimento de novas tecnologias, métodos e técnicas possibilitaram o engenheiro de controle automatizar as funções descritas acima.

A automação começou com as medições do processo e com os atuadores diretos na planta. Depois seguiu-se a automação das funções de controle lógico de intertravamento e do controle regulatório. Gradualmente, a automação foi aplicada ao controle da seqüência e nos níveis de programação.

A automação sempre foi inspirada pela exigência ou demanda de:

1. aumentar a segurança
2. proteger o ambiente
3. melhorar a saúde e trabalho do operador
4. melhorar a qualidade do produto
5. aumentar a eficiência e produtividade
6. controlar os tempos de entrega.

Como a maioria dos problemas de controle ocorre durante os transientes da partida, o processo tipo batelada é mais difícil de ser controlado, pois ele realiza muitas partidas e fica parado durante intervalos de tempo. Como conseqüência, foram desenvolvidos controladores especiais para o processo tipo batelada. Basicamente, tais controladores possuem a capacidade de partir em automático e não precisam ser desligados, nos intervalos do processo parado, sem problema de saturação.

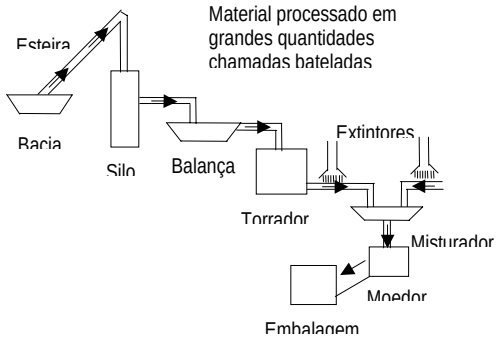


Fig. 2.4. Processo batelada

Gerenciamento da Batelada

Não é fácil projetar um sistema de controle de processo batelada para uso geral. Parece fácil no início, mas quando se examinam as exigências operacionais e funcionais, se vê que elas são mais complexas que a maioria das outras aplicações. De fato, o projeto de um sistema para controle de processo contínuo é relativamente mais fácil. O controle contínuo pode ser visto como uma parte de um controle de processo batelada.

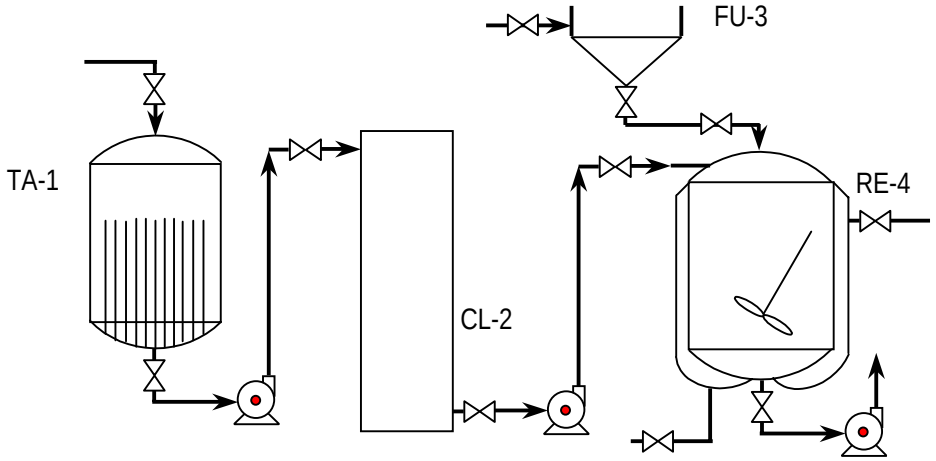
As exigências operacionais básicas são:

1. mover quantidades discretas (bateladas) de materiais através de equipamentos,
2. operar dispositivos nos equipamentos para criar as condições apropriadas do processo.

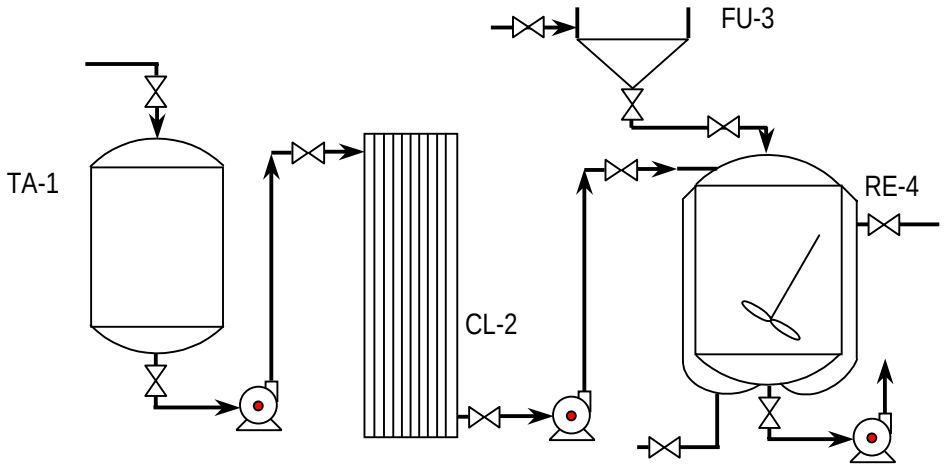
A **Fig**. 2.5. mostra uma batelada simples, constituída de um tanque, uma coluna, um funil e um reator. Mas, na prática, as coisas não são tão simples. Usualmente, pode-se e deve-se fazer mais de uma coisa ao mesmo tempo. Por exemplo, enquanto se processa a batelada na coluna, pode-se encher o funil, para que os dois fluxos sejam combinados no reator.

A **Fig**. 2.6 mostra os estágios sucessivos de três diferentes bateladas se movendo através da mesma célula do processo. Assim que a batelada 1 acabou no tanque e enquanto ela ainda está na coluna, a batelada 2 pode começar no tanque. Assim, quando a primeira batelada se move para o reator, a batelada 2 é movida para a coluna e a batelada 3 pode ser começada no tanque.

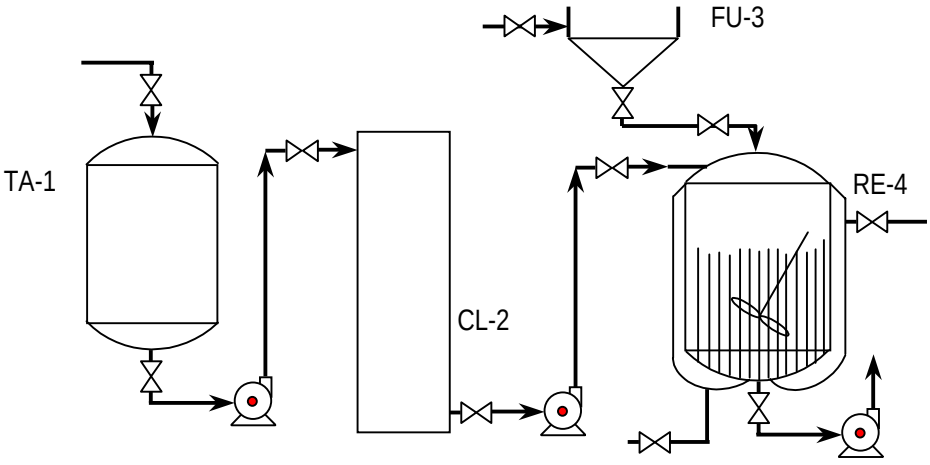
No Capítulo Controle de Batelada serão apresentados mais detalhes deste tipo de controle.



(a) Primeiro estágio: enchimento do tanque



(a) Segundo estágio: enchimento da coluna



(c) Terceiro estágio: enchimento do reator

Fig. 2.5. Três estágios sucessivos de uma batelada simples

1.4. Processo discreto

O processo discreto envolve muitas operações de liga-desliga. O seu controle se baseia no mundo binário (digital), onde os estados de um equipamento ou instrumento só podem assumir as condições de ligado ou desligado, energizado ou desenergizado, aceso ou apagado, alto ou baixo, 1 ou 0. O processo discreto requer controle lógico.

Aplicações de controle lógico incluem o alarme e intertravamento do controle contínuo de processos industriais. Geralmente o processo discreto requer a automação, em vez de controle contínuo.

1.5. Processo de Manufatura de Peças

No processo discreto, cada item a ser fabricado é processado em uma etapa, como um item separado e individual. Embora seja um sistema de processo muito comum, **não** será tratado neste trabalho.

A indústria automobilística e a manufatura de peças mecânicas são exemplos de processos onde há a manufatura de peças individuais. Neste tipo de indústria, atualmente, usam-se robots para executar estas séries de operações repetitivas.

Fig. 2.7. Processo de montagem de peças

2. Variáveis do Processo

2.1. Introdução

A variável do processo é qualquer quantidade física que possui o valor alterável com o tempo e com o espaço. Controlar uma variável significa manter constante a grandeza que tenderia a variar. Não se deseja e nem se pode controlar uma grandeza constante.

As variáveis do processo geralmente são interdependentes entre si. Para se controlar uma variável, é preciso fazer medições (geralmente mas nem sempre da variável controlada) e deve se manipular outra variável dependente. Existem variáveis mais facilmente detectáveis e outras, mais facilmente manipuláveis.

Uma variável de processo pode ser considerada, dentro de determinada tolerância e intervalo de tempo, como constante. Na natureza tudo está variando, porém, às vezes, esta variabilidade não é detectada pelo instrumento de medição e por isso a variável é considerada constante.

Outros parâmetros de controle são estabelecidos e mantidos fixos. Exemplos de constantes são o valor do ponto de ajuste, dos ajustes das ações de controle e dos pontos de alarme.

Naturalmente, uma variável analógica se altera de modo suave. Raramente a natureza dá saltos. Em controle, uma alteração brusca da variável é anormal e geralmente um indicativo de quebras ou problemas. Porém, a variação do ponto de ajuste feita pelo operador geralmente é rápida e do tipo degrau e o controlador bem projetado deve prever e tratar esta variação brusca.

A partir destas premissas, serão definidas, agora, as variáveis envolvidas na malha de controle:

1. controlada
2. medida
3. manipulada
4. aleatória
5. distúrbio
6. carga do processo

2.2. Variável Controlada

A variável controlada é aquela que se quer manter constante, mesmo que haja influência de outras variáveis que tenderiam modificar o seu valor. Na malha de controle à realimentação negativa, a variável controlada é sempre medida, geralmente na saída.

A variável controlada determina o tipo e o tag da malha de controle. Quando se fala de malha de temperatura, a temperatura é a variável controlada.

2.3. Variável Medida

Na instrumentação, a maioria das medições é feita de modo indireto. Mede-se uma grandeza física diretamente e infere o valor da variável desejada desta medição. Por exemplo, a medição de temperatura por enchimento termal é uma medição direta de pressão; a medição da temperatura através do termopar mede diretamente uma tensão elétrica. A medição de nível geralmente é feita através da medição da pressão diferencial. A medição da vazão, por placa de orifício, se resume na medição da pressão diferencial gerada pela placa. Porém, em todos casos, o que se considera como mais importante é a variável que se quer medir ou controlar. A variável medida é que determina o tipo do elemento sensor.

Em princípio, qualquer variável de processo que possa produzir um movimento, uma força mecânica, uma força eletromotriz ou a variação de uma grandeza elétrica passiva, pode ser medida, por sensores mecânicos e eletrônicos.

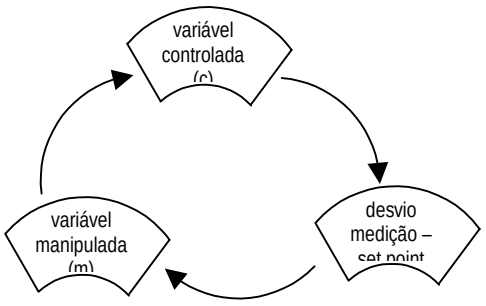


Fig. 2.8. Variáveis da malha fechada de controle

2.4. Variável Manipulada

A variável manipulada é aquela que é monitorada pelo controlador para influir no valor da variável controlada. Na malha de controle a realimentação negativa a variável manipulada está na entrada do processo.

A variável manipulada determina o tipo do elemento final de controle. Como a maioria dos elementos finais de controle é a válvula com atuador pneumático, a vazão do fluido que passa através da válvula é a variável manipulada.

As variáveis manipuladas incluem a posição da válvula, a posição do damper, a velocidade do motor. Uma malha de controle é muitas vezes manipulada para controlar outra variável em esquemas de controle mais complexos. Por exemplo, o controle da temperatura (variável controlada) pode ser realizado através da atuação na vazão (variável manipulada) de vapor. O vapor é considerado o meio de controle.

Deve-se notar que o meio de controle pode conter outras variáveis, além da que está sendo manipulada, que também influem na variável controlada. Por exemplo, a qualidade do vapor superaquecido depende da temperatura e da pressão. A capacidade de aquecimento do vapor é função de sua quantidade e de sua qualidade. A vazão é relacionada com a quantidade de vapor. Para a mesma quantidade de vapor, a capacidade de aquecimento pode se alterar pelas variações da pressão e da temperatura do vapor. O vapor com menor pressão é menos eficiente para o aquecimento que o de maior pressão.

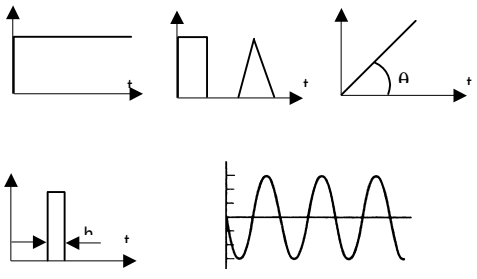
2.5. Variáveis Aleatórias e Distúrbios

Além das variáveis controlada e manipulada, de interesse direto para o controle do processo, existem outras variáveis que influem no processo. Essas variáveis, que afetam o desempenho do processo, podem ser chamadas, de um modo genérico, de distúrbios ou de carga do processo. Como o seu controle direto é muito difícil, deve-se aprender a conviver com elas e ajustar o sistema para compensar a sua influência.

Podem ser considerados como distúrbios do processo: as condições de operação, as condições ambientais, o desgaste dos equipamentos e dos instrumentos, a falha de equipamentos, os fenômenos internos ao processo, como as reações endotérmica e exotérmica.

Quanto ao local onde os distúrbios podem ocorrer, tem-se:

1. de demanda, ocorrido na saída do processo,
2. de suprimento, na entrada do processo,
3. de operação, com variação do ponto de ajuste.
4. Quanto ao formato da onda, o distúrbio pode ser classificado como:
5. tipo degrau, quando a variação é instantânea de um nível a outro e depois fica constante. A resposta de um sistema a um degrau é a resposta ao transiente.
6. rampa, quando a variação segue uma reta inclinada. Quando a inclinação da reta aumenta muito, o distúrbio tipo rampa passa a tipo degrau,
7. senoidal, variando ciclicamente segundo uma senóide,
8. pulsos, quando a duração do degrau é pequena e cíclica. Normalmente o pulso é retangular; às vezes, o trem de pulsos é deformado e se comporta como um sinal senoidal
9. aleatório, quando não se enquadra em nenhum caso anterior.



(a) Degrau (b) Pulsos (c) Rampa

(d) Impulso (e) Senoidal

Fig. 2.9. Formatos dos distúrbios de processo

Quando há um distúrbio na entrada do processo, há uma correspondente alteração na saída do processo. O tipo de resposta depende basicamente do tipo do distúrbio e das características dinâmicas do processo. Para a determinação do desempenho do sistema de controle em frequência mais elevada, estuda-se o comportamento da resposta, aplicando-se na entrada uma variação senoidal. Estas simulações de sinais não se afastam muito do processo real, pois a maioria dos distúrbios de um processo pode ser considerada uma combinação das variações degrau e senoidal.

A temperatura do tanque aquecido pela serpentina com vapor depende de:

1. quantidade de vapor
2. qualidade do vapor (P, T e %)
3. nível do produto no tanque
4. tipo do produto que entra
5. temperatura do produto de entrada
6. estado da serpentina
7. temperatura ambiente
8. tipo de reação que ocorre dentro do tanque (exotérmica ou endotérmica)
9. ponto de ajuste do controlador
10. etc.

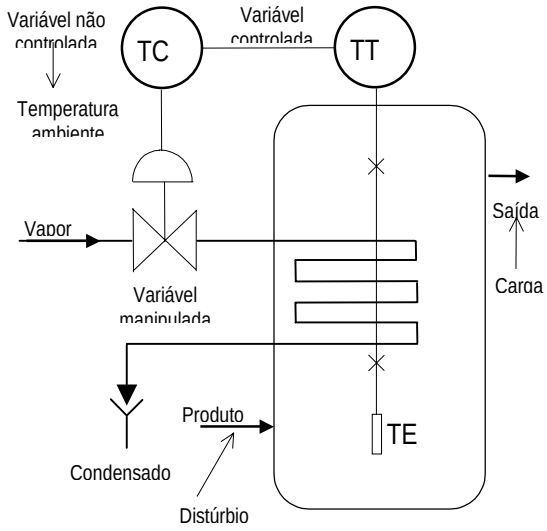


Fig. 2.10**.** Terminologia de medição e controle

Neste sistema,

1. a temperatura é a variável controlada e portanto é medida,
2. a variável sentida é a pressão do sistema de enchimento termal
3. a variável manipulada é a vazão de entrada de vapor na serpentina
4. a temperatura ambiente pode afetar a temperatura do produto, mas é não controlada
5. a saída do produto é a carga do processo
6. pode haver distúrbio afetando o produto de entrada ou o produto dentro do tanque.

2.6. Grau de Liberdade e Variáveis

O parâmetro associado a quantidade ótima de controladores em um sistema é o grau de liberdade, definido como a diferença entre o número de variáveis e o número de equações independentes entre as variáveis. O número de controladores automáticos atuando independentemente em um sistema ou parte do sistema não pode exceder o número do grau de liberdade.

Quando o número de controladores é menor que a diferença entre o número das variáveis controladas e o das equações independentes, é possível se controlar o processo, porém, o controle é insuficiente. Existem variáveis que não são controladas e podem afetar a eficiência do sistema global.

Porém, quando o número de controladores usados é igual ou maior que a diferença entre das variáveis e o número de equações matemáticas que existem entre as variáveis, o sistema é contraditório e não é possível se conseguir um controle. Os controles se anulam ou então, o controle de uma variável torna impossível o controle de outra variável.

80 a 90% das malhas de controle de uma planta são projetadas, instaladas, sintonizadas e operadas com grande sucesso usando-se a técnica simples da realimentação negativa. Os restantes 20 a 10% dependem de técnicas mais avançadas de controle. Isto pode parecer uma pequena percentagem do total, porém as poucas malhas críticas podem provocar a parada da planta.

Um estudo mais profundo, para a determinação das variáveis a serem controladas, a partir das equações que governam o processo, está além do objetivo desse trabalho.

3. Controle do Processo

Controlar o processo significa obter os resultados desejados dentro dos limites de tolerância razoáveis. Sempre que houver um distúrbio ou variação de carga no processo, a variável controlada deve retornar exatamente ao ponto de ajuste estabelecido, dentro do tempo prescrito e com um erro de pico limitado.

A relação entre as variáveis controlada, manipulada e carga qualifica a necessidade do controle do processo. A variável manipulada e as várias cargas podem aumentar ou diminuir a variável controlada, dependendo do projeto do processo. Alterações na variável controlada refletem o balanço entre as cargas e a variável manipulada.

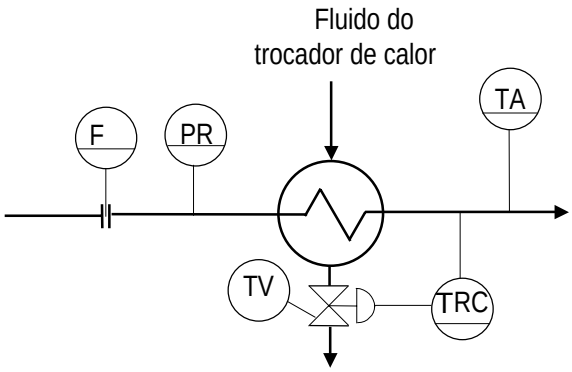


Fig. 2.11**.** Trocador de calor

Para o trocador de calor, o aumento na abertura da válvula, na entalpia do vapor, na temperatura de entrada e na temperatura ambiente tendem a aumentar a temperatura do produto, enquanto o aumento da vazão e da encrostação do trocador tende a diminuir a temperatura. A temperatura responde ao efeito combinado e total destas influências. Se as influências positivas são maiores que as negativas, a temperatura sobe; quando as negativas predominam sobre as positivas, a

temperatura desce. Se todas as variáveis da carga permanecem constantes, a posição da válvula não precisa ser alterada e a variável controlada permanece também constante.

Os instrumentos de controle do processo são necessários porque as variáveis de carga não permanecem constantes. O objetivo do sistema de controle é determinar e continuamente atualizar a posição da válvula em função das variações da carga do processo.

Geralmente, o problema do controle é determinar o valor da variável manipulada que estabelece um balanço entre todas as influências na variável controlada e manter a variável constante e igual a um valor desejado. Outros fatores, tais como a velocidade de resposta, o formato da resposta e a interface do operador são também importantes no projeto e na escolha dos sistemas de controle.

Independente do grau de complexidade, todo sistema de controle resolve o mesmo problema básico e para um dado processo e condições de cargas, deve-se chegar ao mesmo resultado.

O problema de controle pode ser resolvido por apenas dois modos, cada um correspondendo a uma filosofia de projeto básica: feedback e feedforward. O sistema com realimentação negativa (feedback) gera o sinal de controle baseado na diferença entre o valor real da medição e o valor do ponto de ajuste desejado. Para o sistema preditivo antecipatório (feedforward), o sinal de controle é gerado de valores baseados em diversas variáveis de carga, quando elas afetam o processo.

3.1. Controlabilidade do Processo

No sistema, a controlabilidade ou o grau de dificuldade de controle do processo é de importância fundamental, pois só quando um processo é controlável pode se projetar e aplicar um sistema de controle adequado para ele.

Há processos difíceis de controlar, onde a variável controlada fica distante ao ponto de ajuste, o tempo de recuperação é longo ou a amplitude das oscilações é maior do que o desejada. O que torna um processo difícil de ser controlado são os atrasos que aparecem no processo em si e na malha dos instrumentos. O controle seria trivial se o sistema respondesse instantaneamente as variações na entrada do processo.

3.2. Parâmetros Dinâmicos

Diz-se que um parâmetro é dinâmico quando ele assume valores diferentes no decorrer do tempo. Contrariamente, um parâmetro estático é constante no tempo, dentro de determinada tolerância.

O desempenho do sistema depende das características dinâmicas de todos os componentes da malha fechada de controle. Quando se estuda o comportamento dinâmico do sistema de controle, até as interligações entre os instrumentos devem ser consideradas. Por exemplo, no sistema de controle pneumático, o tempo de atraso das respostas é função da distância entre o transmissor e o controlador, da distância entre o controlador e a válvula de controle, da bitola do tubo de ligação, do material dos tubos e do tipo das conexões.

O modo matemático correto de expressar o comportamento do fenômeno dinâmico é através das equações diferenciais. A variável que só depende do tempo pode ser descrita por uma equação diferencial convencional. Se a variável depende do tempo e do espaço, ela é descrita por uma equação diferencial parcial. As equações diferenciais são desenvolvidas a partir de conhecidas leis físicas e químicas, tais como a lei de Newton, a lei da conservação de energia, a lei da conservação das massas e as leis termodinâmicas. A solução dessas equações diferenciais, obtida inclusive com a transformada de Laplace, envolve funções exponenciais do tempo. Está além dos objetivos do presente trabalho, o estabelecimento e a solução das equações diferenciais relacionadas com o controle de processo.

A variação das condições de equilíbrio do sistema de controle faz a medição da variável controlada se afastar do ponto de ajuste e produzir um erro. O controlador faz o sinal de medição voltar a ser igual ao ponto de ajuste, alterando sua saída. Porém, sempre que o sinal de medição e o sinal de atuação passam por cada

componente da malha, eles podem sofrer alterações na magnitude e sofrer atrasos ou avanços. Cada componente possui um ganho que altera o seu valor e um atraso que altera o ângulo de fase.

A existência de atrasos no processo tem um efeito fundamental no desempenho da malha de realimentação negativa. Sem entender as causas destes atrasos é impossível avaliar que modos de controle (proporcional, integral, derivativo) são necessários ou se o controle de realimentação negativa terá sucesso em determinada aplicação.

Há três tipos básicos de tempos de atraso envolvidos no processo: a inércia, o tempo morto e o tempo característico.

3.3. Inércia

Nos sistemas mecânicos envolvendo componentes moveis e na medição de vazão com fluidos acelerados e desacelerados, os efeitos da inércia são importantes e devem ser considerados. Os efeitos inerciais estão matematicamente relacionados pela segunda lei de Newton e relacionam a força F, a massa m e a aceleração a

$$F = m\,a$$

3.4. Tempo Morto

O tempo morto é chamado de tempo de transporte ou atraso de transporte. O tempo morto invariavelmente ocorre quando se tem o transporte ou a transferência de massa, de energia ou de informação entre dois pontos do sistema. Este atraso depende essencialmente da distância L entre os pontos e da velocidade v com que é feita a transferência. Quanto menor a distância entre os pontos, menor o tempo de atraso; quanto maior a velocidade de transferência, menor também é o tempo morto.

Matematicamente,

$$t_d = \frac{L}{v}$$

onde

t_m é o tempo morto

L é a distância percorrida

v é a velocidade de propagação

A dimensão do atraso ou do tempo morto é a de tempo; a unidade SI é o segundo.

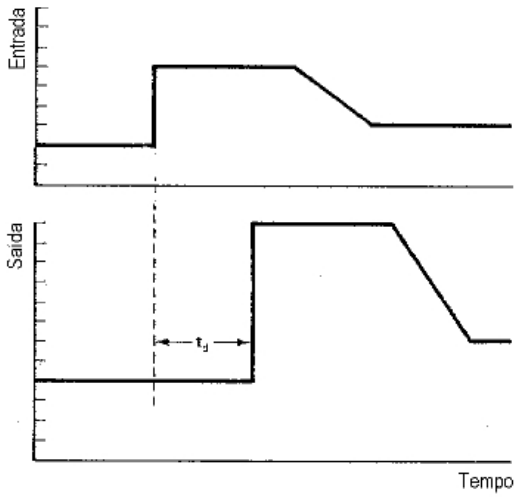


Fig. 2.12. Resposta de um elemento simples com tempo morto

O tempo morto é o tempo transcorrido entre o aparecimento do distúrbio e o início da resposta do sistema de controle. Durante o tempo morto o controlador não responde aos distúrbios do processo, porque ainda não tomou conhecimento destes distúrbios.

O tempo morto afeta o sinal, atrasando-o. Um tempo morto puro permite a passagem do sinal de entrada inalterado, porém atrasado. Quando o sinal é senoidal, o tempo morto também atrasa o sinal, porém, nessa configuração se diz que há um atraso no ângulo de fase. O tempo morto desloca o ângulo de fase.

O tempo morto pode ser tomado como o parâmetro de referência para o estudo do grau de dificuldade de controle do processo. Quanto maior o tempo morto do processo, maior é a dificuldade de seu controle.

Como o tempo morto é muitas vezes causado pelo tempo requerido para movimentar material de um ponto a outro, ele é chamado de atraso de transporte ou atraso distância/velocidade. O tempo real

depende da distância percorrida e da velocidade do material.

Um exemplo clássico de um processo com predominância de tempo morto é o sistema de pesagem de sólidos transportados por uma esteira rolante. O tempo morto entre a ação de abertura da válvula de controle e a correspondente variação no peso é matematicamente igual a divisão entre a distância do sensor-válvula pela velocidade da esteira rolante. O sistema com pequena distância entre o sensor e a balança possui pequeno tempo morto.

O sistema de mistura de composição química (**Fig.** 2-13) é um exemplo de um processo de primeira ordem mais tempo morto. A vazão do líquido de entrada é misturada com a vazão de saída da mistura. Isto pode ser feito com uma bomba na saída e um sensor de nível e controlador acionando uma válvula manipulando a vazão de entrada. Um recipiente com o produto a ser misturado com o líquido é suspenso acima do tanque passando por uma tubulação.

O pó cai do recipiente, através de uma porta e cai no tanque a posição da porta é governada por um cilindro. Um motor aciona um agitador para homogeneizar a mistura.

Uma variação degrau no posicionador da porta varia imediatamente a quantidade de pó deixando o recipiente, feito em um esforço para mudar a composição da mistura da saída. Porém esta variação deve cair no tanque, depois de percorrer a tubulação. Este é o tempo morto Uma vez no tanque, o pó deve se dissolver e ser homogeneizado. Isto é um processo de primeira ordem, exponencial.

Quando se tem um tempo morto muito grande é muito difícil se obter um controle bom e estável com um controlador tradicional. Para produzir uma variação na saída do processo, o controlador move o atuador e monitora a saída do processo para determinar o resultado. Porém, absolutamente nenhum efeito aparece, por causa do tempo morto. Assim, o controlador pode acionar o atuador, aumentando, aumentando até que o tempo morto expire. Então a saída começa a responder, de modo muito rápido. O controlador começa a diminuir a ação no atuador. Mas por causa do tempo morto, nenhum efeito é sentido imediatamente. E então o controlador diminui, diminui e diminui.

A solução é colocar um microcomputador no controlador e modelar o processo nele. Ele pode então antecipar o tempo morto, temporizando variações na sua saída para produzir os resultados desejados assim que o tempo morto termine.

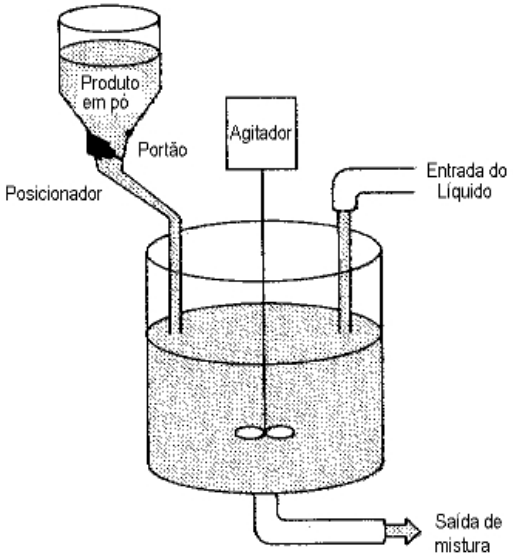


Fig. 2.13. Sistema de mistura de composição de um processo de primeira ordem e tempo morto

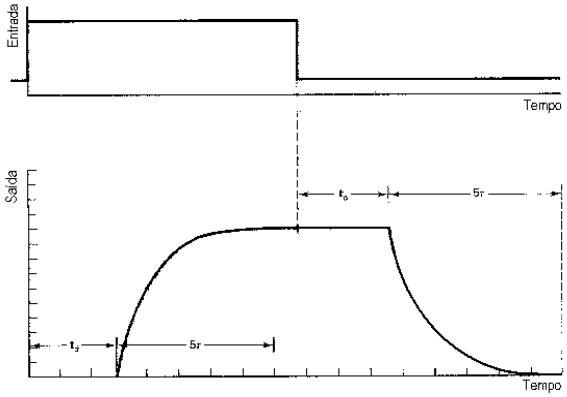


Fig. 2.14. Resposta normalizada de um elemento de primeira ordem mais tempo morto a um degrau

3.5. Tempo Característico

O tempo característico ou constante de tempo é o tempo em que o processo começa a responder aos distúrbios até atingir o valor de regime. Ele é chamado de característico porque depende do processo em si.

Como tipicamente a resposta da saída é exponencial, atingindo o 100% do valor final teoricamente só no tempo infinito, arbitrou-se como tempo característico o intervalo de tempo que a saída atinge 63% do valor final da resposta. Chega-se a este valor tornando o tempo característico igual a uma constante de tempo, de modo que a resposta fica igual a $1 – e^{-1} = 1 – 0,37 = 0,63$

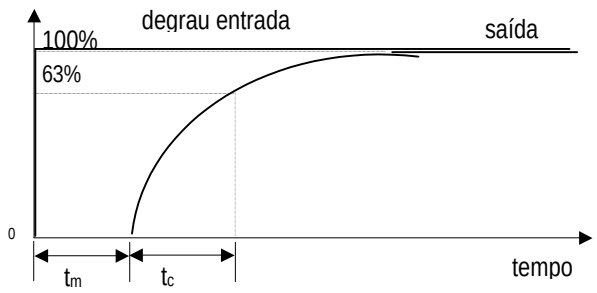


Fig. 2.15**.** Tempo morto (t_m) e tempo característico (t_c)

O tempo característico depende do produto de dois outros parâmetros dinâmicos: a resistência e a capacitância. Por isso, quanto maiores a resistência e a capacitância do processo, maior é o tempo de atraso da resposta do processo e mais lento é o processo. O tempo característico deforma o sinal, transformando o degrau em uma exponencial. Quando maior o tempo característico, mais lentamente é a subida da exponencial.

O tempo característico é o atraso fácil de ser compensado pela escolha e pelos ajustes dos modos do controlador.

Resistência

A resistência é a dificuldade que todo fluxo de material ou de energia encontra para se deslocar entre dois pontos do sistema. A resistência elétrica é o grau de dificuldade para a corrente elétrica; a viscosidade absoluta é o grau de dificuldade para o escoamento do fluido, a resistência termal é o grau de dificuldade de transferência de calor (energia) entre dois corpos.

Por exemplo, as respostas da variação da temperatura de um reator quando se aplica um degrau de variação no vapor de entrada são diferentes, quando se tem a injeção direta de vapor, o aquecimento através da serpentina, a medição com um termopar pelado, com bulbo de proteção e com bulbo-poço. A serpentina, apresenta uma resistência para a transferência de calor do vapor para o produto do processo e o bulbo e o poço apresentam resistência para a transferência de calor do produto para o termopar.

Capacitância

A capacidade é o local onde a massa e a energia se armazenam. Uma capacidade age como um filtro ou amortecedor, entre um fluido de entrada e um fluido de saída. Em sistema mecânico, um vaso tem a propriedade de armazenar fluidos. A medição mecânica da capacitância é a inércia, que determina a quantidade de energia que pode ser armazenada em um equipamento estacionário ou móvel. Em sistema elétrico, o capacitor é usado para armazenar cargas elétricas.

O tamanho de uma capacidade é medida por sua constante de tempo. Na resposta do nível, desde que as duas vazões se aproximem assintoticamente, elas nunca se tornam totalmente iguais, pelo menos na teoria. O nível para de variar e, deste modo, a resposta não pode ser medida pelo tempo que ele leva para encher o tanque. Em vez disso, a resposta é quantificada por uma constante de tempo que é definida como o tempo requerido para completar 63,2% da resposta total. Este número não é arbitrário, mas é determinado das equações diferenciais que modelam o processo. Como uma primeira aproximação, a constante de tempo de um elemento capacitivo é aproximadamente igual ao seu tempo de residência, que é definido como o volume dividido pela quantidade de produto acumulado, em unidades consistentes.

Assim, se o tanque tem a capacidade de 1.000 litros e a vazão através do tanque é 100 L/min, o tempo de residência se torna 1.000 L/100 L/min = 10 minutos.

Quando o sinal de controle é senoidal, o sinal de saída se aproxima do valor médio da entrada. O nível irá subir enquanto a vazão de entrada for maior que a vazão de saída; o nível irá abaixar quando a vazão de entrada for menor que a vazão de saída. Para uma entrada senoidal, o sinal de medição de um elemento capacitivo também é senoidal, com o mesmo período.

A variação no sinal de medição, em comparação com a variação no sinal de controle, depende principalmente do período. Se o sinal de controle cicla muito rapidamente, com um período curto, a oscilação no nível será muito pequena. De modo diferente, se a mesma variação no sinal de controle ocorre em um período mais longo, a variação do nível será muito maior.

Há uma diferença conceitual entre capacitância e capacidade.

A *capacidade* é a máxima quantidade de material ou energia que pode ser armazenada em um equipamento ou sistema. A capacidade é uma grandeza estática relacionada apenas com o tamanho de armazenagem de fluido ou de energia.

A *capacitância* é uma grandeza dinâmica que relaciona a capacidade com outra variável de processo. É definida como a variação da quantidade de material ou energia necessária para fazer uma variação unitária na variável do processo. Por exemplo, capacitância é o número de litros de água necessários para variar um nível do tanque por um metro. Em outras palavras, para fazer uma variação na variável controlada, alguma quantidade de variável manipulada deve ser fornecida ou removida; esta quantidade dividida pela variação é a capacitância.

A **Fig.** 2.16 mostra dois tanques tendo a mesma capacidade (72 m^3) mas com alturas diferentes (6 metros e 4 metros). Suas capacitâncias são diferentes:

a do tanque alto vale 72 m^3/6 m = 12 m^3/m

a do tanque baixo vale 72 m^3/4 m = 18 m^3/m

Em tanques de mesma capacidade mas de diferentes capacitâncias, para a mesma variação de volume do líquido em ambos os tanques, o nível no de maior capacitância é mais estável. Geralmente, quanto maior a capacitância de um processo, mais fácil é seu controle.

Quando se quer controlar o nível dos dois tanques, o processo é mais sensível no tanque alto (menor capacitância) do que no tanque baixo (maior capacitância). Para a mesma variação de volume em ambos os tanques, o nível no tanque alto terá uma maior variação. O tanque alto tem menor capacitância, resposta mais rápida e é mais difícil de ser controlado dentro de uma dada faixa. Aumentando a capacitância para uma dada faixa de controle melhora a estabilidade da variável controlada em resposta a um distúrbio.

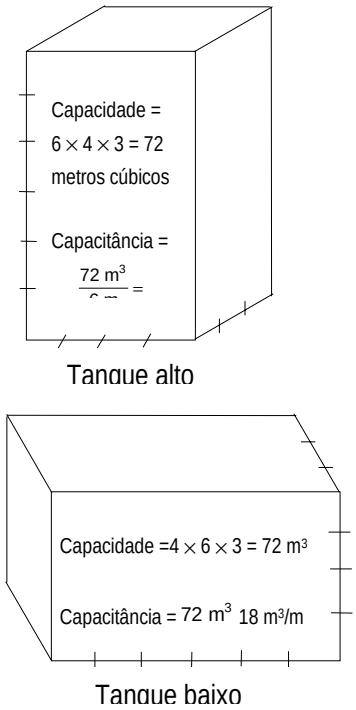


Fig. 2.16**.** Capacidade e capacitância do tanque:

Na prática e em controle de processo, o parâmetro mais significativo do tempo característico é a capacidade. Quando se compara a dificuldade de controle de um sistema com tempo morto e com capacidade, a capacidade é um elemento mais fácil de ser controlado.

A variável de processo com predominância capacitiva é o nível de liquido, em tanque. Outro exemplo, é a pressão de gás em volume constante.

As respostas dos elementos de capacidade diferem das respostas do

elemento de tempo morto em dois pontos significativos:

1. não ocorre atraso antes da medição começar a variar, isto é, nenhum tempo morto está associado com o elemento capacitivo.
2. a capacidade inibe a taxa em que a medição pode variar.

Por causa do nível ser uma medição da armazenagem de liquido em um tanque e por causa da taxa de acúmulo (positiva ou negativa) responder às diferenças entre as vazões de entrada e de saída, o nível não pode variar instantaneamente mesmo se o sinal de controle tiver variação instantânea. Quanto maior o nível em comparação com as vazões, mais lenta será a variação do nível. Assim, o elemento capacidade no processo tende a atenuar os distúrbios. Isto torna o controle mais fácil, enquanto que o tempo morto torna o controle mais difícil.

O tempo morto e o tempo característico determinam todos os ajustes do controlador. Por exemplo, a banda proporcional é proporcional a relação entre ambos (t_m/t_c). O erro acumulado e o erro de pico, que determinam quantitativamente a qualidade do controle, são proporcionais a relação entre t_m/t_c.

O período natural de oscilação do processo, T_n, tomado como base para os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo, é também proporcional ao tempo morto.

Os processos com uma única capacidade e com tempo morto puro existem apenas na teoria. Qualquer processo real inclui um número de cada um destes elementos dinâmicos. Por exemplo, o trocador de calor, inclui um tempo morto associado com o tempo que se gasta para a água quente fluir do trocador para o sensor. O processo possui as seguintes capacidades:

1. volume do atuador da válvula,
2. volume das serpentinas do trocador de calor,
3. energia armazenada nos tubos
4. energia armazenada na água dos tubos
5. energia armazenada no termopar e no sensor.

Se os controles são pneumáticos, um tempo morto e uma capacidade efetivos estão também associados com cada linha de transmissão. A situação típica inclui um ou dois tempos mortos identificáveis e vários pequenas capacidades.

Os tempos mortos em série são aditivos: um tempo morto de 1 minutos seguido de um atraso de 2 minutos combinam para formar um tempo morto de 3 minutos. Entretanto, o efeito combinado de um número de capacidades em série não é tão obvio. O efeito combinado de vários atrasos capacitivos parece para o controlador como a combinação de um atraso de tempo morto seguido de uma única capacidade com uma constante de tempo igual a maior constante de tempo individual.

Na resposta de malha aberta de um trocador de calor a uma variação degrau na saída do controlador, inicialmente a temperatura permanece constante, porém mais tarde ela começa a crescer e se aproxima para um novo valor constante, segundo uma exponencial. Embora o processo possa realmente ser uma coleção intrincada de elementos de tempo morto e de capacidade, ele pode ser representado por um modelo com um tempo morto mais uma capacidade, de modo a projetar a malha de realimentação. Os parâmetros para este modelo podem ser obtidos como um tempo morto aparente e uma constante de tempo aparente.

Enquanto esta representação possa ser obvia para o instrumentista, o controlador não pode ver a diferença. Desde que o tempo morto torna o controle mais difícil e a capacidade o faz mais fácil, uma estimativa da dificuldade do controle pode ser feita pelo cálculo da relação do tempo morto aparente e da constante de tempo aparente. Esta relação, t_d/t_1 possui também um grande significado para os ajustes do controle.

Concluindo, o controle seria perfeito, se o processo tivesse tempo morto igual a zero e apenas uma constante de tempo. Infelizmente, tal processo não existe. Na prática, quanto menor o tempo morto e menor a ordem (quantidade de constantes de tempo), mais fácil é o controle do processo. O processo com pequeno tempo

morto e com uma única constante de tempo é o mais fácil de ser controlado.

4. Tipos Básicos de Processo

Há três tipos básicos de processos, quanto a sua capacidade de se controlar sem o auxilio externo ou quanto a sua habilidade de amortecer os distúrbios que aparecem:

1. auto regulante
2. integrante
3. com realimentação positiva.

A maioria da literatura técnica concentra se no estudo do ganho e dos termos dinâmicos dos processos auto regulantes, com realimentação negativa interna. Os outros processos são menos discutidos, embora sejam freqüentes na prática.

4.1. Processo Auto Regulante

O processo auto regulante possui uma espécie de controle interno, inerente a ele. Ele possui um amortecimento, de modo que ele se regula automaticamente. O processo auto regulante é fácil de ser controlado, pois ele ajuda a limitação do desvio da variável controlada.

Quando se aplica um degrau na entrada do processo auto regulante, a sua saída varia conforme uma exponencial decrescente, tendendo assintoticamente para um valor limite natural ou valor de regime final.

Exemplos de processos auto regulantes:

1. malha de controle de vazão,
2. malha de controle de nível sem bomba na descarga, onde a coluna liquida estabelece naturalmente a vazão da saída,
3. malha de controle de pressão com pequena relação entre o volume do tanque com a vazão de entrada,
4. malha de controle de temperatura, exceto das reações químicas exotérmicas,
5. malha de controle de pH, de óxido redução e de concentração em processo contínuo (não batelada).

No processo auto regulante com tempo morto muito maior que o tempo característico, o período natural de oscilação é igual ao dobro do tempo morto.

$$T_n = 2\ t_m$$

Quando o tempo morto é muito menor que o tempo característico o período natural é igual a quatro vezes o tempo morto do processo.

$$T_n = 4\ t_m$$

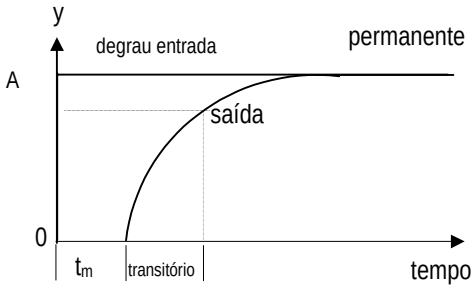


Fig. 2.17 Processo auto regulante

A auto regulação do processo pode estar apenas na entrada (ou na saída) ou em ambas. Como exemplo, considere os três diferentes sistemas de controle de nível:

1. o sistema com a saída e a entrada totalmente independentes entre si e independentes do nível do tanque. O nível do tanque pode ser controlado pela vazão de entrada. Porém, se a entrada é independente da saída, uma pequena diferença entre as vazões leva o tanque ou para totalmente cheio ou para totalmente vazio. Não há auto regulação; este processo é integrante.
2. o sistema com a entrada independente do nível, mas com a saída dependente do nível, pois a abertura da válvula da saída é proporcional ao nível: quanto maior o nível, maior será a vazão da válvula de saída. É um sistema parcialmente auto regulante ou com a auto regulação apenas na saída. Quando o nível sobe, a válvula da

saída abre mais, fazendo o nível descer.

3. o sistema completamente auto-regulante, quando a vazão de saída e a vazão de entrada dependem ambas do nível. Quando o nível é elevado, o sistema naturalmente diminui a vazão de entrada (maior resistência a vencer) e aumenta a vazão de saída (maior pressão da coluna liquida) As variações na vazão de entrada ou na vazão de saída causarão apenas uma pequena variação no nível, pois o processo ajuda a restabelecer o equilíbrio.

Como conclusão, quando se puder fazer uma escolha do sistema a ser controlado, aquele com o maior grau de auto regulação deve ser o escolhido, pois ele é mais fácil de ser controlado.

4.2. Processo Integrante

A resposta de malha aberta do processo integrante não atinge um valor limite estável, quando se aplica um degrau unitário em sua entrada. A sua saída varia conforme uma rampa ascendente, crescendo continuamente, até atingir o valor limite natural do processo; por exemplo, 100% donível do tanque e a explosão do tanque, no controle de pressão. Ele é chamado de *integrante*. por que a resposta na saída é igual a integral da entrada.

Exemplos de processos integrantes:

1. a malha de controle de nível com bomba na descarga, onde a vazão da saída independe da coluna liquida ou com a válvula de controle na entrada do tanque,
2. a malha de controle de pressão sem abertura de descarga ou com pequena relação entre a vazão de entrada e o volume do tanque,
3. a malha de controle de pH, de óxido redução e de concentração em processo tipo batelada (não contínuo),

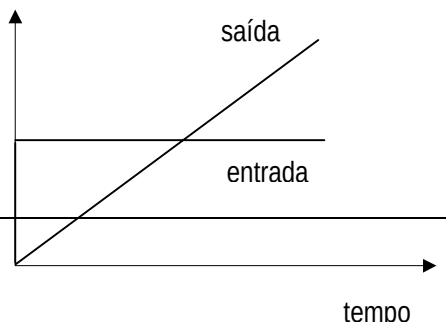


Fig. 2.18 Processo integrante: quando a entrada é um degrau, a saída é uma rampa.

Como o processo integrante não se balanceia por si e não possui um valor de regime, ele não pode ser deixado sem controle automático durante longo tempo. Ele deve ter um sistema de segurança que evite a variável controlada atingir o valor perigoso, quando o controle automático falhar.

No processo integrante, quando se pode ajustar a banda proporcional em faixa menor que 10%, não é necessário usar o modo integral pois o desvio permanente é pequeno e usa se o controle proporcional isolado. Quando a banda proporcional não puder ser tão estreita, pode se usar a ação integral somente quando for possível associar também a ação derivativa.

No processo integrante, é comum é se ter o tempo característico muito grande. Quando, porém, o tempo morto é muito maior que o tempo característico, o período de oscilação da frequência natural do processo é igual a 4 vezes o tempo morto.

O período natural do processo integrante é muito maior do que o do processo auto regulante, com mesmo tempo morto e mesmo tempo característico. Pode se demostrar matematicamente que o período natural do processo integrante é cerca de 56 vezes o período natural do processo auto regulante. Como conseqüência, os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo para este processo integrante devem ser 56 vezes maiores que os ajustes do processo auto regulante. Por isso o processo integrante requer muito menor ação integral e muito maior derivativa. Esta é a principal razão porque a ação integral não deve ser usada em controle de nível. Se o ruído do nível, devido a turbulência ou borbulhamento, necessitar da banda proporcional mais larga, pode se usar a ação integral para eliminar o maior desvio permanente. A banda proporcional requerida por alguns processos integrantes é tão estreita que é menor que os limites do controlador comercial disponível.

O processo batelada é integrante e tem aproximadamente a mesma qualidade de controle que o processo contínuo auto regulante, se ambos os tanques possuem grande capacidade, pequena vazão de alimentação, grande agitação (equivale dizer, pequeno tempo morto) e os transmissores e as válvulas são rápidos, de modo que as duas malhas possuam o mesmo período natural ($T_n = 4\ t_m$).

Quando o processo está instável e oscilando com a amplitude constante, tem-se o ponto de período natural da malha de controle. Quanto maior for o período natural de oscilação do processo, maior é o grau de dificuldade de controle. O processo integrante é mais difícil de ser controlado que o auto regulante.

4.3. Processo run away)

Quando se aplica um degrau unitário na entrada de certos tipos de processos, a sua saída não tende para um valor de patamar limite (auto regulante), nem sobe como uma rampa (integrante), mas sobe como uma exponencial crescente, até atingir o valor limite natural do processo, por exemplo, a ruptura de um reator químico ou a velocidade excessiva em um compressor dinâmico.

Este tipo de processo é chamado de *run away*. Por ele possuir uma espécie de realimentação positiva interna, que o força a se afastar de qualquer valor de regime estável, será chamado, no presente trabalho, de processo com realimentação positiva.

Exemplos de processos com realimentação positiva:

1. o controle de temperatura de reações exotérmicas, onde a inclinação da curva de remoção do calor é menor que a inclinação da curva de geração de calor,
2. o controle de concentração de reações biológicas, onde a inclinação da curva de diluição é menor que a inclinação da curva da geração das células,
3. o controle de compressor dinâmico, durante o *surge* quando a inércia do rotor é baixa.

No reator onde há uma reação exotérmica, tem se:

1. aumento da temperatura da reação,
2. aumento da velocidade da reação,
3. aumento da geração de calor,
4. aumento da temperatura da reação.

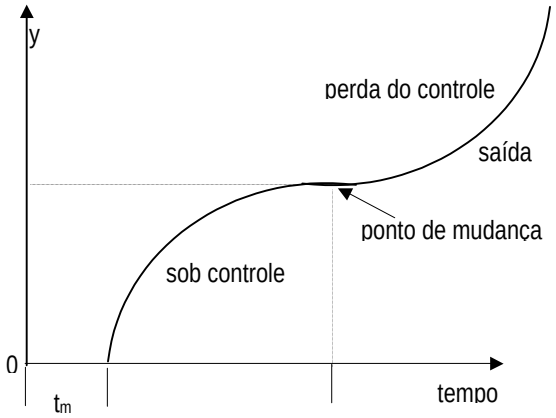


Fig.2.19. Processo sem controle (run away)

No controle de processo com realimentação positiva pode se ter um fenômeno interessante, quando pode haver oscilação do sistema provocada por uma banda proporcional muito ... larga. O comum é ter banda proporcional muito estreita como causa de oscilação. Quando a banda proporcional é muito larga os pequenos distúrbios que aparecem não são corrigidos e podem se acumular e crescer até um determinado limite físico ou os outros modos podem compensar excessivamente e desencadear uma oscilação instável.

O processo com realimentação positiva opera melhor com as ações proporcional mais derivativa porque a ação integral necessária é tão pequena, por causa do elevado período natural, que não é disponível no controlador prático.

3

Malha de Controle

Objetivos de Ensino

1. Conceituar malha de controle, com as funções dos instrumentos.

2. Mostrar as diferenças básicas entre malhas passiva e ativa; aberta e fechada.

3. Apresentar as características da malha fechada com realimentação negativa.

1. Malha de Controle

Por mais complexo que seja o processo, seu controle automático é realizado pela malha de controle. O sistema de controle com muitas variáveis independentes pode ser dividido sucessivamente até se chegar ao módulo unitário mais simples, que é a malha de controle de uma única variável.

A malha é uma série de instrumentos, interligados entre si, que produz um resultado útil e desejado, com pequena ou nenhuma supervisão humana. A principal característica de uma planta de processo bem projetada, sob o ponto de vista de controle, é a grande produção com poucos operadores de processo.

Ha muitos modos diferentes de se instrumentar um processo, sob o ponto de vista de equipamentos. Pode-se usar a instrumentação pneumática ou a eletrônica, pode-se usar a técnica analógica ou a digital, pode-se escolher entre a arquitetura modular ou a integral, pode-se ter o controlador montado no campo ou na sala de controle remota. Porém, a despeito de todas as alternativas, a teoria básica permanece sempre a mesma. O processo *vê* caixas pretas, que desempenham funções especificas, qualquer que seja a natureza dos circuitos interiores e o local de montagem.

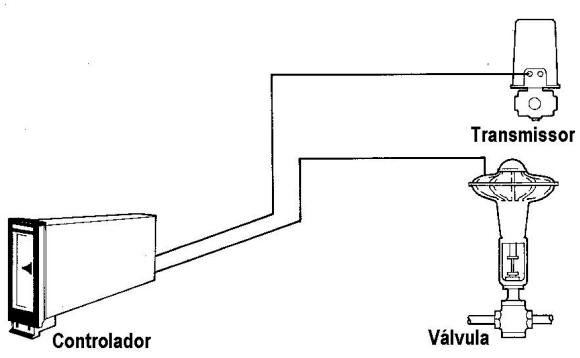


Fig. 3.1. Malha típica de instrumentos: transmissor, controlador e válvula de controle

2. Instrumentos da Malha

A malha de controle mais simples possível é constituída de um único controlador, ligado diretamente a válvula de controle que atua no processo. Na prática, por questão das grandes distâncias envolvidas, dos demorados tempos de resposta, da necessidade do condicionamento de sinais mal comportados, da vantagem da linearização de sinais quadráticos, da exigência de compatibilidade de sinais com naturezas distintas, a malha de controle possui outros

instrumentos para executar estas funções auxiliares e opcionais.

Embora pareça irrelevante o uso de tantos instrumentos interligados na malha de controle, a colocação ou a retirada de um instrumento na malha pode alterar a estabilidade do controle do processo.

O sistema de controle do processo é constituído basicamente pelo processo em si e pela malha de instrumentos de medição e de controle. O melhor sistema de controle é aquele que utiliza o mínimo número de instrumentos para se obter o controle automático mais eficiente e seguro.

Os principais instrumentos são: o indicador, o registrador, o transmissor, o transdutor, o controlador, o computador matemático, o integrador, o contador, a estação manual de controle e a válvula de controle.

2.1. Elemento Sensor

Para se fazer o controle de uma variável, é necessário, antes de tudo, medir o seu valor. O componente básico da medição é o elemento sensor. Ele não é um instrumento completo, mas faz integrante parte do transmissor ou do controlador. O tipo do elemento sensor depende basicamente da variável medida.

O sensor pode ser de natureza mecânica ou eletrônica. O sensor mecânico sente a variável do processo e gera na saída uma força ou um movimento mecânico. O sensor eletrônico ativo sente a variável e gera na saída uma tensão elétrica e não necessita de alimentação; o sensor eletrônico passivo requer uma tensão de alimentação e varia uma grandeza elétrica passiva, como resistência, capacitância ou indutância.

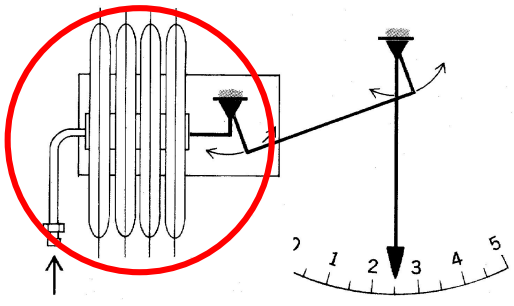


Fig. 3.2. Indicador de pressão com sensor fole

2.4. Transmissor

A malha de controle pode ter, opcionalmente, um transmissor. O transmissor é um instrumento que sente a variável de processo e gera na saída um sinal padrão, proporcional ao valor desta variável. Pode se usar o transmissor para enviar um sinal padrão a grandes distâncias para ser manipulado remotamente e para permitir a centralização e a padronização dos instrumentos da sala de controle.

Os sinais padrão são: pneumático, de 3 a 15 psig e eletrônico, de 4 a 20 mA cc. São pouco usados: 0 a 20 mA cc (não é faixa detectora de erro), 10 a 50 mA cc (nível elevado e perigoso), 1 a 5 V cc (tensão não é conveniente para a transmissão).

Fig. 3.5**.** Transmissor eletrônico com indicação

Já são disponíveis transmissores que incorporam o microprocessador em seu circuito eletrônico. Isto possibilita e facilita as operações de computação matemática, de alarme, de sequência lógica e de intertravamento. São os chamados transmissores inteligentes.

2.5. Transdutor i/p

Entre o controlador eletrônico e a válvula de controle com atuador pneumático, é necessário o instrumento condicionador de sinal transdutor i/p. O transdutor converte o sinal padrão eletrônico de 4 a 20 mA no padrão pneumático de 20 a 100 kPa (3 a 15 psi). O transdutor permite o uso de instrumentos

pneumáticos e eletrônicos na mesma malha. Eles são chamados incorretamente de conversores.

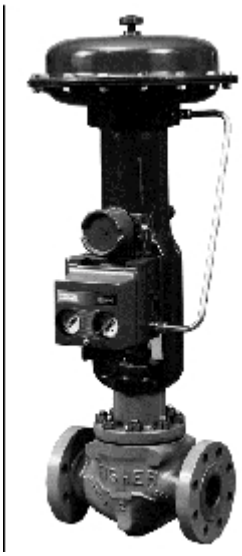


Fig. 3.6**.** Transdutor i/p montado na válvula

2.8. Controlador

O controlador é o principal instrumento da malha e por isso será estudado longamente em um capítulo especial.

A função do controlador é a de receber o sinal da medição da variável, compara-lo com um valor de referência e atuar no processo para que a medição seja igual ou próxima ao valor de referência. Normalmente o controlador recebe o sinal do transmissor e envia o sinal para o elemento final de controle.

Fig. 3.9**.** Controlador single loop

2.9. Estação Manual de Controle

A estação manual pode ser parte integrante do controlador ou pode ser um instrumento totalmente separado do controlador. A estação manual de controle (HIC) permite ao operador gerar o sinal padrão de modo arbitrário, para atuar diretamente no processo.

Na versão independente, a estação manual de controle pode ter as opções de indicar os sinais externos, de gerar a saída com a polarização ajustável, de receber e de acrescentar a polarização ao sinal externo.

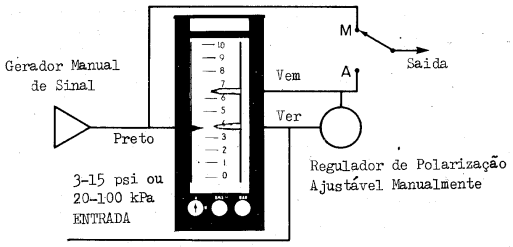


Fig. 3.10. Estação manual de controle (HIC)

2.10. Válvula de Controle

A válvula de controle, chamada normalmente de elemento final de controle atua diretamente no agente de controle, manipulando uma variável que tenha influência significativa na controlada. A válvula de controle recebe o sinal do controlador e através do atuador, o converte em força e movimento, variando a abertura para a passagem do fluido. A válvula deve possuir uma mola, que leva a posição para uma situação extrema, totalmente aberta ou fechada, quando não há sinal de atuação. A força de atuação deve vencer as forças exercidas pela mola e pelo processo.

A válvula é o equipamento projetado para produzir uma dissipação de energia de modo a controlar a vazão ou também, para produzir uma queda de pressão ajustável.

A válvula de controle possui vários parâmetros: conexões, número de sedes, formato do obturador, tipos de operação, características inerentes entre a vazão e a abertura, materiais.

Mesmo com a instrumentação eletrônica, o elemento final mais usado é a válvula com atuador pneumático.

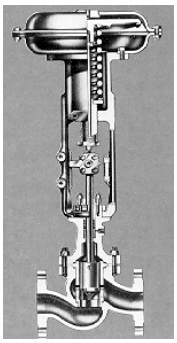


Fig. 3.11. Válvula de controle com atuador pneumático

O posicionador é um acessório opcional da válvula, usado para apressar sua ação, para linearizar o percurso da haste da válvula, para eliminar atritos no engaxetamento e para eliminar a histerese de abertura e fechamento da válvula. Porém, mais importante é saber quando o posicionador não pode ser usado, por questão de instabilidade.

3. Malha Aberta

O sucesso ou o fracasso de qualquer sistema de controle se baseia no uso inteligente das informações disponíveis do processo. Sob o ponto de vista de configuração, há dois tipos básicos de malhas de controle: a aberta e a fechada.

A malha aberta possui um princípio e um fim diferentes entre si. A malha fechada pode ser percorrida continuamente, saindo-se e chegando ao mesmo ponto. A malha é fechada pelo processo.

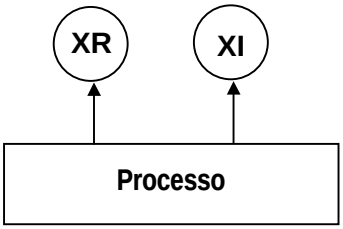


Fig. 3.12**.** Malhas abertas passivas: registro e indicação

3.1. Indicação e Registro

Na prática, a maior aplicação de malhas abertas, em instrumentação, se refere à indicação e ao registro das variáveis do processo. As malhas abertas de indicação e de registro são passivas, no sentido de só receber os sinais e converte-los em leitura.

A malha de indicação local de temperatura é constituída de um indicador, montado no campo, interligado ao processo pelo elemento sensor. A função da malha é apenas a de indicar a variável. A saída do indicador é a leitura visual; ele não possui sinal de saída.

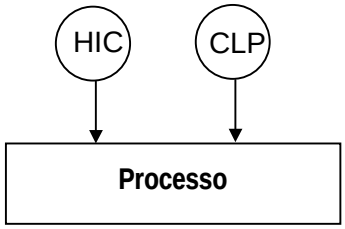


Fig. 3.13**.** Malhas abertas ativas: controle manual (HIC) e controle lógico programável (CLP).

Outro exemplo de malha aberta é o registro da temperatura na sala de controle. A malha aberta é constituída do transmissor e do registrador. O transmissor, ligado ao processo, envia o sinal para o registrador de painel. Pode-se dizer que o princípio da malha é o transmissor e o fim é o registrador.

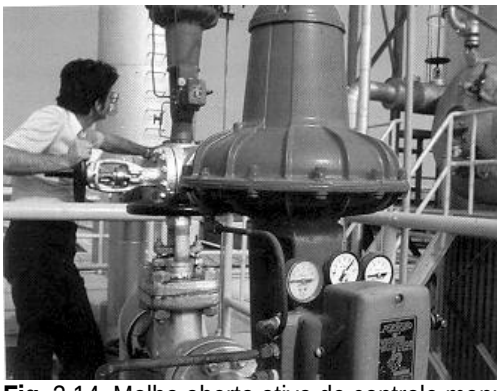


Fig. 3.14. Malha aberta ativa de controle manual

3.2. Controle Manual

O controle manual pode ser considerado como uma malha aberta ativa, no sentido de que há a geração de um sinal para atuar no processo.

No controle manual, através de uma estação manual de controle (HIC) isolada ou acoplada ao controlador automático, o operador de processo gera manualmente o sinal que atua diretamente na válvula de controle. Normalmente, o operador atua e observa a medição da variável, porém, não há uma realimentação física entre sua atuação e a medição.

3.3. Controle Programado

É possível se ter controle automático do processo com a malha aberta. O controle de malha aberta se baseia em prognostico, em um programa preestabelecido. Durante a operação não se faz medição, nem comparação e nem correção.

Exemplo de um controle com malha aberta é a maquina automática de lavar roupa. Nesse sistema de controle quer se obter, como resultado, a roupa limpa na saída. Antes de se iniciar o processo, ajustam-se todos os parâmetros da máquina: o tempo e a velocidade do ciclo, a temperatura, a quantidade de sabão, a vazão d'água. A maquina é ligada, inicia-se o ciclo e o operador espera passivamente o resultado da lavagem. Se os ajustes foram bem programados e feitos, tem-se a roupa idealmente limpa. Isso mostra que é possível se obter resultados desejados e conseguir um controle perfeito, com a malha aberta de controle.

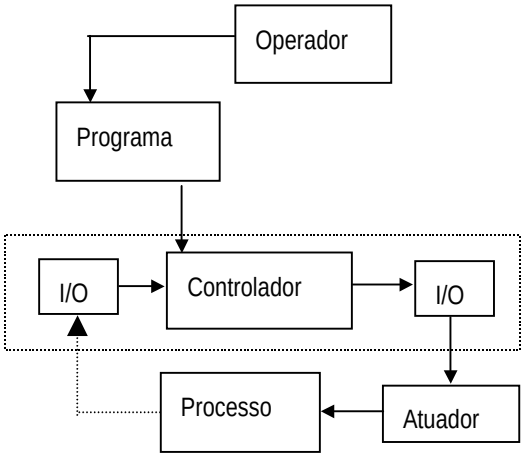


Fig. 3.15**.** Diagrama do controle programado

4. Malha Fechada

A malha de controle fechada é constituída dos instrumentos e do processo. Há instrumentos colocados na entrada e na saída do processo e interligados entre si. O processo fecha a malha de controle.

Conceitualmente, há dois tipos diferentes de malhas fechadas para desempenhar a função de controle: com realimentação negativa (*feedback*) e com predição e antecipação (*feedforward*)

4.1. Realimentação

Diz-se que um sistema possui uma realimentação quando se faz a medição de uma variável em sua saída e se faz uma correção na sua entrada, baseada nessa medição. Aqui deve ser feita uma consideração especial acerca dos conceitos de saída e entrada do processo. Quando se diz que se mede na saída e atua na entrada, significa que se realiza uma realimentação. Fisicamente, a medição pode ser na entrada do processo e a atuação na saída do processo. Por exemplo, no controle de vazão, o elemento sensor é colocado depois da válvula de controle, para não provocar distúrbio na medição.

4.2. Realimentação Positiva

A realimentação pode ser positiva ou negativa. A realimentação é positiva, quando a atuação no processo se faz para aumentar o desvio entre a medição e o ponto de referência. Faz-se uma medição, compara-se com um valor de referência e se atua no processo: quando a medição é maior que o ponto de ajuste, atua-se no processo para aumentar ainda mais a medição e quando é menor, atua-se para diminuir ainda mais a medição. Uma malha apenas com realimentação positiva leva o sistema para um dos extremos, ou para o mínimo ou para o máximo.

Em controle de processo, a realimentação positiva isolada ou predominante não apresenta nenhuma utilidade prática. Nos circuitos dos controladores tem-se a realimentação positiva associada a realimentação negativa, para fins de balanceamento,

porém os ajustes sempre devem permitir que a realimentação negativa seja maior que a positiva.

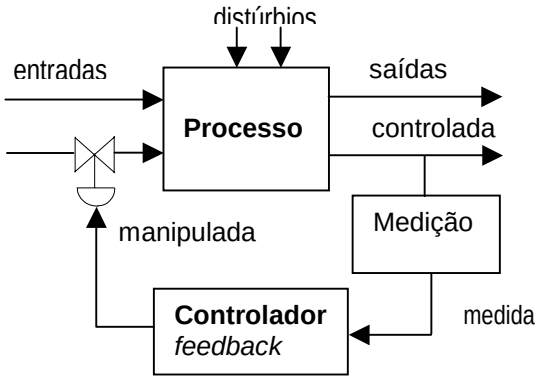


Fig. 3.16**.** Malha fechada com realimentação negativa

4.3. Realimentação Negativa

A maioria das malhas fechadas de controle utiliza o princípio de realimentação negativa. A realimentação negativa estabiliza o processo, diminuindo o seu ganho.

Didaticamente, pode-se distinguir cinco partes essenciais em um sistema de controle com malha de realimentação negativa:

1. o meio de medição, que pode ser o elemento sensor ou o transmissor com o elemento sensor. Ele prove um sinal proporcional ao valor da variável.
2. o mecanismo de comparação entre o valor da variável medida e o ponto de referência estabelecido de modo arbitrário, manual ou remotamente.
3. o controlador do processo, que gera automaticamente um sinal analógico, que é uma função matemática do erro detectado (diferença entre medição e ponto de ajuste).
4. o elemento final de controle, que manipula uma variável que influa na variável controlada, recebendo o sinal da saída do controlador.
5. o processo, que é o motivo da existência da malha de controle

Outros instrumentos podem ser adicionados à malha básica de controle, para otimizar o seu funcionamento. Por exemplo, pode-se colocar equipamentos para condicionar, converter, transduzir, transformar, amplificar, atenuar e filtrar os sinais de informação e de atuação do controle. Além do controle, a malha pode ainda desempenhar funções de registro, totalização e alarme. Para tornar mais flexível e seguro, é também prática comum o uso de controle manual, como reserva do controle automático.

Na malha de controle há duas realimentações negativas: uma na malha externa de controle e outra no circuito interno do controlador. Na malha externa de controle, faz se a medição da variável controlada, compara a com uma referência externa do controlador e gera se uma ação corretiva que vai para o elemento final de controle. Internamente ao controlador, recebe se a medição da variável controlada, compara a com o ponto de ajuste de referência e a saída do controlador é realimentada a sua entrada, para estabilizar sua saída num valor finito.

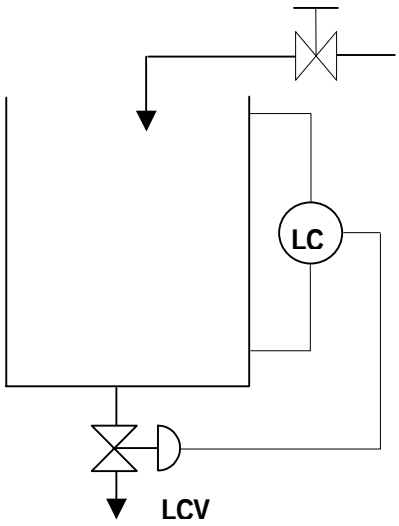


Fig. 3.18. Malha de controle com realimentação negativa

A melhor resposta de uma malha de controle a realimentação negativa está longe da perfeição, pois seu princípio de funcionamento se baseia numa imperfeição. Só há controle quando há erro.

Podem se listar as seguintes características do controlador com realimentação negativa:

1. A ação do controlador é corretiva. Só há correção quando se detecta o desvio entre a medição e o ponto de ajuste.
2. Mesmo que a detecção do erro entre a medição e o ponto de ajuste seja rápida, a resposta de toda a malha de controle pode ser muito grande, por causa da grande inércia (capacidade e resistência) e tempo morto do processo. O atraso da resposta implica em mau controle, com produto fora da especificação.
3. A malha de controle tem tendência a entrar em oscilação. As oscilações, mesmo amortecidas, indicam a ocorrência de tentativa e erro.
4. O controlador sempre mede uma variável na saída do processo e manipula uma variável na entrada. O controlador mede a demanda e atua no suprimento do processo.
5. O sistema de controle não mede diretamente os distúrbios, mas mede as consequências desses distúrbios, que são as alterações na variável controlada.
6. O controlador só atua na variável manipulada quando for detectado o desvio na variável controlada, provocado pela alteração da carga.
7. base matemática da ação corretiva da malha fechada com realimentação negativa é o erro existente entre a medição da variável e o valor ajustado de referência.
8. A saída do controlador é constante, e diferente de zero quando o erro entre medição e ponto de ajuste for zero.

5. Estabilidade da Malha

O estudo da estabilidade é tão ou mais importante que o da controlabilidade do processo. Se o sistema não é estável, não é usável.

A finalidade do sistema de controle é a de produzir o processo estável, com uma resposta desejada aos distúrbios do processo. O bom sistema de controle deve estabilizar o processo, que seria instável sem o sistema de controle. Às vezes, é fisicamente impossível se conseguir um sistema estável, em todas as condições de processo. Como conseqüência, o sistema deve ser estável apenas para determinadas condições de operação. Existem sistemas que são estáveis, mesmo sem a utilização de controle automático.

O sistema é estável, se para qualquer entrada limitada, a saída é também limitada. O sistema é estável quando os distúrbios transitórios introduzidos no processo desaparecem imediatamente com o tempo.

O sistema é instável quando a introdução de um distúrbio no processo, mesmo transitório, provoca a oscilação na variável ou a leva para um valor que cresce continuamente. O processo é considerado instável quando sua saída se torna cada vez maior, com as oscilações com amplitudes crescentes. Na prática, a máxima amplitude do sistema instável é limitada pelas próprias características físicas do sistema. Por exemplo, a válvula abre no máximo até 100% e a temperatura máxima do vapor saturado é de 100 ^{o}C, à pressão atmosférica.

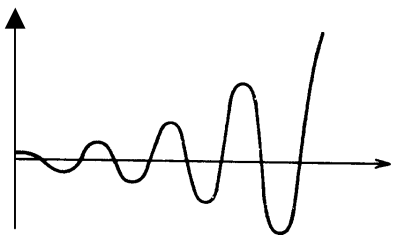


Fig. 2.19. Sistema instável: distúrbio aparece e cresce. Não há controle.

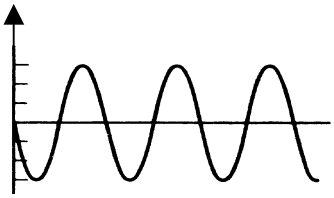


Fig. 2.20. Sistema com estabilidade limite: distúrbio aparece e permanece. Controle liga-desliga.

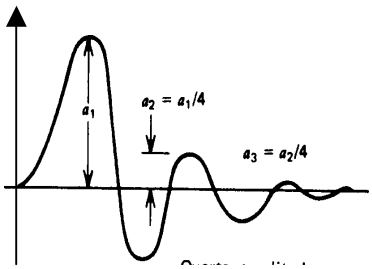


Fig. 2.21. Sistema estável: distúrbio aparece e desaparece. Estabilidade ideal com amortecimento de 4:1.

5.1. Curva de Reação ao Degrau do Processo

Avalia-se o grau de controlabilidade do processo, determinando se experimentalmente o seu tempo morto e o sua constante de tempo característica a partir da curva de reação a um degrau unitário aplicado à entrada. O tempo morto e o tempo característico são determinados, traçando se a tangente à curva, no ponto de inflexão. O tempo morto é o ponto em que a tangente corta o eixo do tempo.

Como a resposta é assintoticamente exponencial, a saída leva um tempo teoricamente infinito para atingir o valor de regime. No processo auto regulante, o tempo característico ou a constante de tempo de realimentação negativa é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo requerido para a saída atingir cerca de 63% do valor final. quando se aplica um degrau unitário da entrada.

Para o processo integrante o cálculo do tempo característico é mais difícil, pois é problemático identificar o ponto de inflexão para a tangente e não há um valor final de tendência. A constante de tempo característica é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo até a saída atingir um erro de malha aberto. No processo com realimentação positiva, o tempo característico ou a constante de tempo de realimentação positiva é o tempo decorrido da interseção da tangente com o eixo do tempo requerido para a saída atingir cerca de 172% do valor do erro de malha aberta, quando se aplica um degrau unitário da entrada.

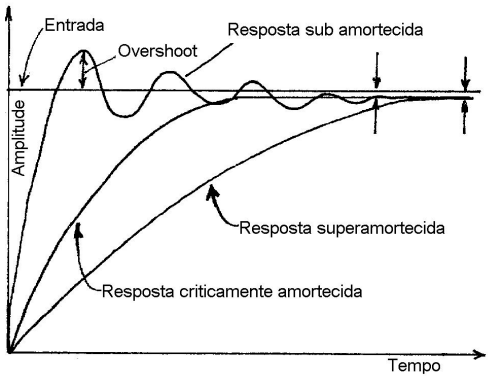


Fig. 2.22. Respostas ao degrau

Empiricamente, somente depois de transcorridos 2 t_m que se pode observar alteração na saída do processo.

5.2. Critérios de Estabilidade

Teoricamente, há vários critérios de estabilidade do sistema linear: Nyquist, Routh Hurwitz, *Root locus* e diagrama de Bode. Está além do escopo do presente trabalho o estudo detalhado e matemático destes critérios.

O método de Nyquist é um gráfico. Se o gráfico engloba o ponto (-1 +j 0), o sistema é instável; se não, o sistema é estável.

Pelo critério de Routh Hurwitz, as raízes da equação característica do sistema devem estar do lado esquerdo do plano, implicando que as raízes devem ter partes reais negativas.

O uso dos computadores digitais ajudou grandemente a técnica do Root Locus, pois facilitou o cálculo de todos os zeros e pólos da função de transferência. A

adição de pólos a função de transferência piora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. Por exemplo, a ação integral equivale fisicamente a um polo. A adição de zero a função de transferência melhora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. A ação derivativa eqüivale fisicamente a um zero. O efeito da variação do local do zero é equivalente a alteração do tempo integral do controlador.

O diagrama de Bode é o enfoque gráfico simplificado do critério de Nyquist.

5.3. Função de Transferência

Quando se trabalha com qualquer um dos elementos no processo, é conveniente se ter um modo simples, conciso e completo para descrever o desempenho deste elemento. Uma equação da saída não funciona quando a saída de um elemento não depende de sua entrada. Assim, a relação da saída para a entrada é usada. e dada qualquer entrada, pode-se prever sua saída.

Define se como função de transferência a relação entre sua saída e sua entrada, no domínio da frequência. Através de outros operadores matemáticos, pode se mudar para o domínio do tempo.

Na prática, a função de transferência fornece as informações acerca da estabilidade, da resposta transitória e das características de frequência do processo.

5.4. Ganho

Os parâmetros de ganho e de fase são fundamentais para o entendimento do comportamento da malha a realimentação negativa. Eles são especialmente importantes no estudo da sintonia do controlador porque ambos são funções do período do sinal de entrada.

O ganho do instrumento é a relação entre o sinal de saída sobre o sinal de entrada. Quanto maior o ganho do equipamento, maior é a sua sensibilidade. Na instrumentação, para um mesmo erro na entrada, um controlador de alto ganho produz uma saída maior que um controlador de ganho pequeno.

O ganho pode ser expresso por um número adimensional ou por um número com dimensões.

Por exemplo, o ganho de potência de um amplificador eletrônico igual a 1000 significa que a potência de saída do amplificador é cerca de 1000 vezes maior que a entrada. Em eletrônica, para facilitar as operações e diminuir o tamanho dos números, o ganho é expresso em decibel. Por definição, o ganho em decibel (db) relaciona logaritmos decimais:

$$\text{Ganho(db)} = 10 \log \frac{\text{potência de saída}}{\text{potência de entrada}}$$

O amplificador eletrônico com ganho adimensional de potência igual a 1000 possui o ganho igual a 30 db. A vantagem do uso da unidade decibel é a substituição da multiplicação pela soma.

Em instrumentação, aplicando-se a definição de ganho a um transmissor eletrônico (saída de 4 a 20 mA cc) de temperatura, calibrado na faixa de 0 a 120 ^{o}C, tem-se:

$$\text{ganho do transmissor} = \frac{4 \text{ a } 20 \text{ mA}}{0 \text{ a } 120\ ^{o}\text{C}}$$

Neste caso, a entrada do transmissor é temperatura e a saída é o sinal padrão de corrente. Tem-se a dimensão de mA/^{o}C.

Em outro exemplo, o ganho da válvula de controle, cuja entrada é uma vazão de 0 a 10 m^3/h e saída, a abertura de 0 a 100% vale:

$$\text{ganho da válvula} = \frac{0 \text{ a } 100\%}{0 \text{ a } 10\ \text{m}^3/\text{h}}$$

Agora, a dimensão do ganho é %.h/m^3 . O ganho para uma determinada vazão de 5 m^3/h e válvula linear, com abertura correspondente de 50%, é de 10 %.h/m^3.

Em outro exemplo, quer se controlar o nível de um tanque, através de uma válvula acionada por motor. A válvula requer 10 rotações do motor para ir de 0% a 100%. O motor gira em 100 p/min. Quando aberta, a válvula permite uma vazão de 50 L/min. Determinar o tempo de resposta da válvula se o volume do tanque for a) 800 L ou b) 10 L.

Para ir 10 revoluções a 100 rpm a válvula irá gastar

$$t_{valvula} = \frac{10\,\text{rotações}}{100\,\text{r/min}} = 0{,}1\,\text{min}$$

Assim, observando se válvula, pode se vê-la girando por 6 s

Quando aberta, a vazão será de 50 L/min. Para encher um tanque de 800 L

$$t_{tanque} = \frac{800\,\text{L}}{100\,\text{L/min}} = 16\,\text{min}$$

a) Para um tanque de 800 L, a constante de tempo do tanque é muito maior que cada válvula (16min >> 0,1min). A constante da válvula é desprezível quando comparada com a do tanque de 800 L.

b) Para um tanque de 10 L,

$$t_{tanque} = \frac{10\,\text{L}}{50\,\text{L/min}} = 0{,}2\ \text{min}$$

O tanque de 10 L será cheio em 12 segundos (0,2 minuto), com a válvula totalmente aberta. Porém, para se obter a válvula totalmente aberta, gasta se 6 segundos.

Neste tanque, sua constante de tempo é da ordem de grandeza da constante da válvula. que agora deve ser considerada.

Quando o tempo de resposta de uma elemento é muito pequeno comparado com o de outros elementos no sistema, a sua função de transferência pode ser expressa como um simples ganho.

Como o ganho do instrumento está relacionada com sua sensibilidade, e como pequena entrada implica em alto ganho, todo instrumento tem uma entrada mínima possível, abaixo da qual é impraticável trabalhar com o instrumento. Por exemplo, a largura de faixa mínima para se calibrar um transmissor de temperatura é de 10 ^{o}C, pois abaixo desta largura de faixa o seu ganho seria muito alto e o transmissor instável.

Cada instrumento componente da malha possui um determinado ganho estático e outros parâmetros dinâmicos para descrever sua resposta. O comportamento estático se refere ao seu regime permanente ou em baixas freqüências. O ganho em regime é a relação da variação da saída dividida pela variação da entrada, após todos os transigentes desaparecerem. Este ganho é a inclinação da curva da saída versus a entrada. Se esta curva for uma reta com inclinação constante, o ganho é linear. O ganho é não linear quando a inclinação varia com o ponto de ponto e a curva possui inclinação variável. O ganho estático é facilmente computado, bastando se aplicar na entrada do dispositivo um sinal e medir a correspondente saída.

Os sistemas de uma malha de controle nem sempre são lineares. Os seus ganhos não são constantes em toda a faixa de operação. Por exemplo, a placa de orifício tem uma saída que é proporcional a pressão diferencial que segue uma relação quadrática com a vazão (Q^2 = K dp). O transmissor de pressão diferencial de vazão terá um ganho alto quando a vazão varia no começo da faixa e terá um ganho pequeno para os valores elevados da vazão. Também as válvulas de controle possuem tipos de internos que podem exibir vários tipos matemáticos de ganho: linear, igual percentagem (exponencial), parabólica.

O ganho dinâmico está relacionado com as altas freqüências e pode ser computado aplicando-se uma onda senoidal na entrada e observando-se a saída resultante. A relação das amplitudes de saída e de entrada dá o ganho dinâmico. Porém, o ganho também depende da frequência da onda senoidal: quanto maior a frequência, menor o ganho dinâmico. Quando a frequência se aproxima do zero, tem-se o ganho estático. Quando se manipulam sinais senoidais no tempo, além da modificação da amplitude dos sinais, há o deslocamento do ângulo de fase, quando o dispositivo pode atrasar ou adiantar o sinal de entrada.

Quando o ganho dinâmico da malha total é maior que 1, a amplitude de oscilação dos distúrbios irá aumentar e o processo é instável.

Quando o ganho dinâmico é igual a 1, está se no limite, entre a oscilação e a estabilidade. As oscilações permanecem com amplitude constante e o processo é instável.

Quando o ganho dinâmico é menor que 1, a oscilação terá amplitudes decrescente

e o processo é estável. Todos os sistemas de controle são projetados e ajustados para se ter um ganho total da malha menor que 1, de modo a ter uma resposta atenuada e ser estável.

Nos controladores digitais os ajustes são feitos no ganho do controlador; nos analógicos os ajustes e a terminologia se referem a banda proporcional.

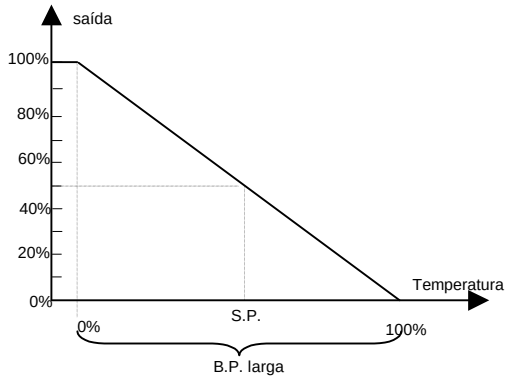
5.5. Banda Proporcional

A banda proporcional é, por definição, a relação entre a entrada e a saída do controlador. Como conseqüência, a banda proporcional é o inverso do ganho.

A banda proporcional é diretamente proporcional a largura de faixa da variável controlada: quanto mais estreita a faixa calibrada da medição, menor é a banda proporcional. A banda é inversamente proporcional a largura de faixa da saída do controlador que atua na válvula de controle: quanto maior for a abertura da válvula, menor é a banda proporcional.

Fig. 2.23. Curva de transferência de controlador com ação inversa.

A banda proporcional é expressa em %. Tipicamente, tem-se controlador com banda proporcional ajustável, com o valor



variando de 20 até 500%. A banda proporcional é a faixa onde o controlador proporcional responde de modo automático às variações do processo. Só há controle automático dentro da banda proporcional.

A ação é inversa porque a saída aumenta quando a medição diminui. Neste exemplo, abaixo de 375 ^{o}C, extremidade inferior da banda proporcional, a saída está em 100%. Acima de 425 ^{o}C, extremidade superior da banda, a saída está em 0%. Entre estas duas extremidades, a saída pode ser achada, traçando uma linha vertical do eixo de temperatura até atingir a curva de transferência, e depois horizontalmente, até o eixo da saída. Notar que a saída é 50% quando a temperatura está no ponto de ajuste. A largura da banda proporcional varia a relação entre o afastamento da temperatura do ponto de ajuste e a saída.

A banda proporcional também expressa a sensibilidade do controlador. A banda proporcional muito estreita significa controlador muito sensível. As pequenas variações no processo provocam grandes variações na saída do controlador, consequentemente grandes alterações na válvula de controle. A banda proporcional larga faz o controlador ficar pouco sensível. O processo precisa variar muito para provocar pequenas modificações na saída do controlador e portanto na válvula de controle.

Quando a entrada varia de 0 a 100% e provoca uma variação de 0 a 100% na saída, tem-se uma banda proporcional de 100% e ganho igual a um. Quando a variação na entrada de apenas 0 a 10% produz uma variação na saída de 0 a 100%, a banda proporcional é de 10% e o ganho desse controlador vale 10. No caso de se ter uma variação na entrada de 0 a 100% produzindo uma variação na saída de apenas 0 a 10%, a banda proporcional desse controlador vale 1.000% e o ganho vale 0,1.

O controlador com a banda proporcional infinita, precisa de uma variação infinita na medição para fazer a válvula variar de 0 para 100% de abertura e portanto não realiza nenhum controle. O controlador com banda proporcional zero, ou seja um único ponto, provoca uma variação na válvula de controle de 0 a 100%; este controlador ultra-sensível é o liga-desliga.

Como conseqüência, o mesmo controlador proporcional pode ser aplicado para controlar vários tipos de processos. Apenas sua banda proporcional é ajustada para torna-lo mais ou menos sensível.

Os processos lentos são pouco sensíveis, possuem ganho pequeno e

requerem o controlador com banda proporcional muito estreita; por exemplo, a banda proporcional para o controle de temperatura é tipicamente menor que 100%. Os processos rápidos são muito sensíveis, possuem alto ganho e requerem o controlador com banda proporcional muito larga; por exemplo, a banda proporcional para o controla da vazão é normalmente maior que 100%.

5.6. Ângulo de fase

O segundo parâmetro da resposta de um elemento a uma entrada cíclica é o ângulo de fase. Por causa dos atrasos dentro do elemento, o pico da saída não coincide com o pico da entrada. O ângulo de fase de um elemento mede este deslocamento. Um ciclo completo em qualquer sinal periódico se compõem de 360 graus. Se o pico do ciclo da saída ocorre 1/4 do caminho do ciclo de entrada, o ângulo de fase q vale

$$\theta = 360(-\frac{1}{4}) = -90^{o}$$

O sinal negativo significa que o pico da saída ocorre depois do pico da entrada. Isto é consideração um atraso de fase. É também possível se ter o pico da saída antes do pico da entras; isto é chamado de adiantamento de fase.

Os atrasos em qualquer elemento de um malha de controle causam atrasos entre a variação da entrada e a variação resultante da saída. Quando o sinal é senoidal, o atraso do tempo equivale ao atraso do ângulo de fase.

O atraso do ângulo de fase varia com a freqüência do sinal. O deslocamento da fase aumenta proporcionalmente com a freqüência. O atraso total da malha de controle deve ser de 180^{o}, correspondente a realimentação negativa. Quando se tem um distúrbio na malha, deve haver uma ação corretiva oposta ao distúrbio, ou seja, defasada de 180^{o}.

O que provoca o atraso ou a defasagem do sinal são os parâmetros capacitivos e os tempos mortos. Todos os elementos da malha de controle possuem, em graus diferentes, circuitos que defasam o sinal. Por exemplo, o atuador da válvula de controle é de grande capacidade e portanto causa atraso no sinal. O controlador deve ter circuitos com capacitância ajustáveis, de modo que, no final, o ângulo total de defasagem seja igual a 180^{o}., responsável pela realimentação negativa da malha de controle. Como será visto adiante, os circuitos integrais e derivativos possuem esses elementos para compensar os atrasos e avanços da malha de controle.

5.7. Oscilação

A oscilação é qualquer efeito que varia periodicamente no tempo, entre dois valores extremos. Em instrumentação, a variável controlada entra em oscilação quando o seu valor cicla periodicamente entre os valores máximo e mínimo.

Há uma confusão relacionada com a oscilação, pois a saída cíclica não implica necessariamente em oscilação. Por exemplo, quando se aplica um sinal periódico na entrada de um amplificador, a sua saída será também periódica, sem que haja oscilação. Nesta situação, as freqüências da entrada e da saída são iguais e os sinais são dependentes. O amplificador oscila quando se aplica um sinal constante na entrada e a sua saída é periódica. Ou então, quando os sinais de entrada e de saída são periódicos, porém, a frequência do sinal de saída é diferente da frequência da entrada. A frequência do sinal oscilante depende apenas dos parâmetros do circuito interno.

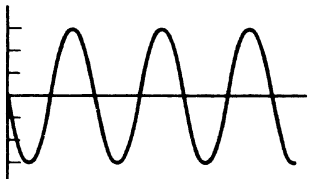


Fig. 2.26. Saída de controlador em oscilação

A principal causa da oscilação é o altíssimo ganho do sistema. Na instrumentação, a oscilação pode ocorrer quando o controlador é ajustado com a banda proporcional muito estreita e com as ações integral e derivativa exageradas. A oscilação pode se iniciar pela variação brusca da carga do processo ou pela alteração do ponto de ajuste. Uma vez iniciada a oscilação, o sistema contínua

oscilando, mesmo que o ganho do sistema diminua.

5.8. Saturação

Genericamente, saturação é a condição em que uma alteração na causa não produz variação correspondente no efeito resultante, ou um aumento adicional da entrada não produz o correspondente aumento da saída.

A saturação pode ser provocada pelo processo, pelos seus equipamentos e pelos instrumentos da malha de controle.

O controlador com a ação integral satura quando o erro entre a medição e o ponto de ajuste é muito demorado.

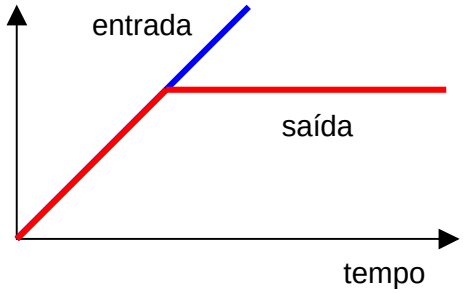


Fig. 2.27. Saída saturada: mantém-se constante no valor máximo, mesmo com aumento da entrada

A válvula subdimensionada satura quando atinge os 100% de abertura e a sua abertura máxima é insuficiente para a obtenção do controle. A saída do controlador aumenta para solicitar maior abertura, o que é impossível para a válvula com capacidade insuficiente. O bloqueio da haste da válvula também provoca a saturação da saída do controlador, pois a variação da saída não produz nenhum efeito na abertura da válvula.

A entrada muito grande pode também provocar a saturação do sistema, pois sua saída atinge o valor limite do sistema e não responde mais à entrada. A forma de onda da saída fica destorcida e diferente da forma da entrada.

5.9. Amortecimento

Um modo prático de verificar a estabilidade do sistema é provocar um distúrbio rápido e de pequena amplitude, tipo degrau, na sua entrada e estudar o comportamento da resposta. A resposta do sistema estável depende do seu amortecimento.

1. o sistema é super amortecido, quando a variação da resposta ao degrau é lenta e sobe com pequena inclinação,
2. o sistema é criticamente amortecido, quando a variação da resposta ao degrau varia é mais rápida, mas ainda não apresenta oscilação.
3. o sistema é sub amortecido, quando a resposta apresenta oscilações, porém, com amplitudes decrescentes.

Para haver estabilidade o ganho total deve ser menor que 1, pois o distúrbio é amortecido e eliminado, com o tempo. Quando o ganho é maior que 1, as oscilações aumentam e não há interesse prático. Para a passagem de sistema amortecido para sistema com instabilidade crescente, tem-se o sistema com instabilidade com oscilações constantes: o ganho total da malha é igual a 1. Há interesse em se conseguir essa oscilação apenas como caminho intermediário para calibração do controlador. É desejável, na prática, que todos os sistemas de controle apresentem um sub amortecimento, idealmente na proporção de 4:1.

Quando são definidos todos os parâmetros do processo: a faixa de medição, o uso do transmissor com sinal padrão de saída, o modo de controle, o tipo e o tamanho da válvula de controle, o uso de posicionador, o único instrumento que apresenta uma chave para o ajuste do ganho é o controlador. O ajuste adequado do ganho do controlador é o responsável principal pela estabilidade ou não do sistema de controle.

5.10. Condições de Estabilidade

O objetivo de cada malha de controle é encontrar um valor para o sinal de controle que mantenha a medição constante e igual ao ponto de ajuste, para as condições de carga existentes. Os enfoques de realimentação negativa e de predição antecipação poder ser usados.

O sistema completo de controle inclui os instrumentos e o processo. A

estabilidade do sistema global depende de todos os equipamentos do processo e de todos os instrumentos da malha.

O ganho total da malha fechada deve ser menor que a unidade, para que os distúrbios que aparecerem no sistema sejam amortecidos e eliminados. No caso limite, com ganho igual a um, qualquer distúrbio no processo permanece constante, com as amplitudes das oscilações constantes.

Um sistema de controle é estável se e somente se o ganho total da malha for menor que 1 e o ângulo de fase da ação corretiva for igual a 180 graus. O ganho deve ser menor que 1 para que qualquer erro introduzido no sistema por distúrbios externos seja atenuado e eliminado. O ângulo de fase deve ser de 180 graus para que a ação corretiva seja exatamente contrária ao erro.

O ganho total da malha é igual ao produto dos ganhos individuais de cada componente do sistema, incluindo o processo. Ha portanto três tipos diferentes de ganhos no sistema de controle:

o ganho do processo, que é variável com as alterações de sua carga. São as variações do ganho do processo que devem ser controladas e administradas.

o ganho do controlador, que é ajustável. O único instrumento que possui um ajuste de ganho é o controlador.

os ganhos dos outros instrumentos que formam a malha de controle, que são estabelecidos e fixos quando se define o projeto do sistema. O ganho do transmissor depende da faixa a ser calibrada, o ganho da válvula de controle depende de sua característica inerente. O ganho da malha de instrumentos depende ainda do uso/não uso do extrator de raiz quadrada, do posicionador da válvula.

Na malha de controle constituída de transmissor (t), extrator de raiz quadrada (e), controlador (C), transdutor I/P (i/p), válvula de controle com atuador pneumático (v) e usada para a regulação do processo (P) tem se o seguinte ganho total (T):

$$G_T = G_t \cdot G_e \cdot G_C \cdot G_{ip} \cdot G_v \cdot G_P$$

A condição necessária para a estabilidade do sistema é:

$$G_T = G_t \cdot G_e \cdot G_C \cdot G_{ip} \cdot G_v \cdot G_P < 1$$

Agrupando se os ganhos do transmissor, do extrator, do transdutor e da válvula em um ganho fixo e constante (K) tem se uma expressão mais simples para o ganho total:

$G_T = G_K \cdot G_C \cdot G_P$

Este ganho total deve ser sempre menor que 1 para se ter uma das condições da estabilidade do sistema. Deste modo o controlador deve ter um ganho ajustado de modo que as variações do ganho do processo não ultrapassem o limite de ganho total 1.

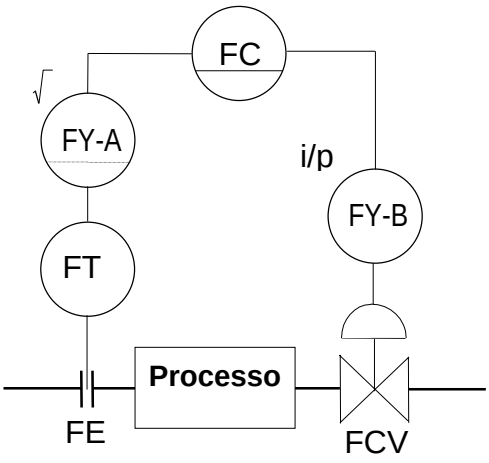


Fig. 2.28**.** Malha de controle do processo vazão, com

(a) placa de orifício (FE)
(b) transmissor d/p cell (FT)
(c) extrator de raiz quadrada (FY-A)
(d) controlador (FC)
(e) transdutor i/p (FY-B)
(f) válvula de controle (FCV)

A condição de ganho total menor que 1 é muito vaga e elástica, pois 0,10 , 0,50 e 0,90 são todos menores que 1. A diferença é que 0,10 está muito distante de 1, 0,90 está muito próximo de 1 e 0,50 está a meio caminho de 1.

Quando o sistema é ajustado com ganho total igual a 0,10 , ele está muito distante da oscilação e mas a sua qualidade de controle é ruim. O sistema é pouco sensível e corrige demoradamente os seus distúrbios.

Por outro lado, se o ganho do controlador é ajustado para que o ganho total seja igual a 0,90 , o sistema ainda é estável, porém pequenas variações de ganho do processo podem provocar a oscilação no sistema. Este sistema é muito sensível e rápido para responder e corrigir os erros provocados pelos distúrbios, porém, ele está muito próximo a oscilação.

Então, no mundo ocidental cristão cartesiano e simétrico a tendência é de se ter um ganho total de 0,50, que é uma situação de compromisso entre a estabilidade e a qualidade do controle do sistema.

Quando o ganho da malha fechada é igual a 1, tem se a oscilação constante da variável e o processo é instável. Para se ter estabilidade é necessário que o ganho total seja menor que 1.

Chama se margem de ganho o que falta para o ganho alcançar o valor de 1, quando se mantém o ângulo de correção igual a 180 graus. Esta margem de ganho pode ser considerada como a faixa de liberdade que o ganho do processo pode variar sem provocar oscilação no sistema. Quanto maior a margem de ganho, menor é o ganho e mais estável é o processo.

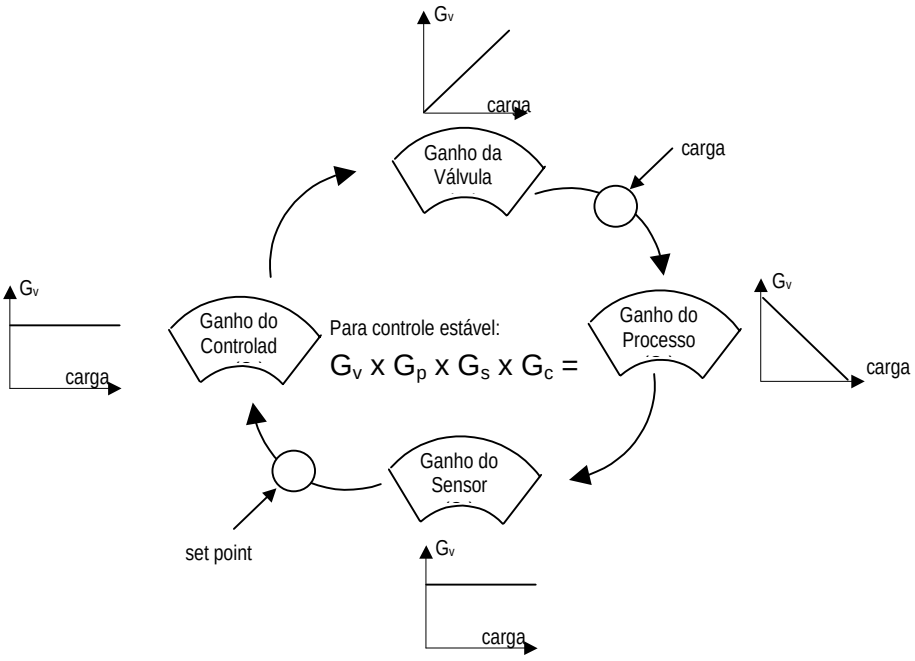


Fig. 2.29. Se o ganho do processo varia com a carga, o ganho total da malha pode ser mantido constante usando uma válvula cuja variação do ganho com a carga compense a variação de ganho do processo

4

Controlador

Objetivos de Ensino

1. *Apresentar o diagrama de blocos do controlador e descrever cada um.*
2. *Mostrar diferenças entre ação direta e ação inversa.*
3. *Mostrar de modo simplificado os circuitos pneumático e eletrônico dos controladores P, PI, PD e PID.*
4. *Mostrar as características do controlador analógico e digital, série e paralelo.*

1. Conceito

O principal componente da malha de controle é, obviamente, o controlador, que pode ser considerado um amplificador ou um computador.

O controlador automático é o instrumento que recebe dois sinais: a medição da variável e o ponto de ajuste, compara-os e gera automaticamente um sinal de saída para atuar a válvula, de modo a diminuir ou eliminar a diferença entre a medição e o ponto de ajuste.

O controlador detecta os erros infinitesimais entre o valor da variável de processo e o ponto de ajuste e responde, instantaneamente, de acordo com os modos de controle e seus ajustes. O sinal de saída é a função matemática canônica do erro entre a medição e o valor ajustado, que inclui as três ações de controle: proporcional, integral e derivativa. A combinação dessas três ações e os seus ajuste adequados são suficientes para o controle satisfatório e aceitável da maioria das aplicações práticas.

Para executar estas tarefas, o controlador deve possuir os seguintes blocos funcionais:

1. Medição,
2. Ponto de ajuste
3. Unidade de comparação
4. Geração do sinal de saída
5. Atuação manual opcional
6. Estação de balanço automático
7. Fonte de alimentação
8. Escalas de indicação

1.1. Medição

No controlador a realimentação negativa, a variável controlada sempre deve ser medida. Na maioria absoluta dos controladores, a variável controlada medida é também indicada na frente do controlador. Nos controladores a microprocessador, a indicação é feita simultaneamente por barras gráficas e por dígitos.

O controlador pode estar ligado diretamente ao processo, quando possui um elemento sensor determinado pela variável medida. O controlador de painel recebe o sinal padrão proporcional a medição do transmissor e deve possuir circuitos de entrada que condicionam o sinal de medição. O controlador pneumático possui o fole receptor de 20 a 100 kPa e o eletrônico possui o circuito receptor, como a ponte de Wheatstone, circuito potenciométrico ou galvanômetro.

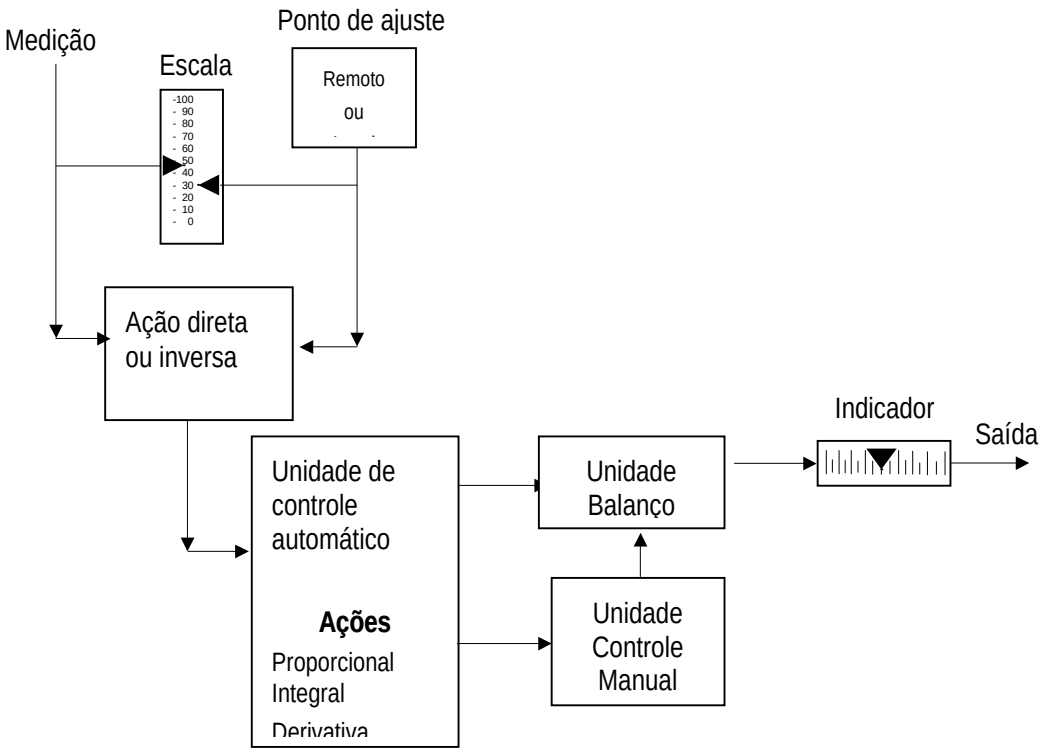
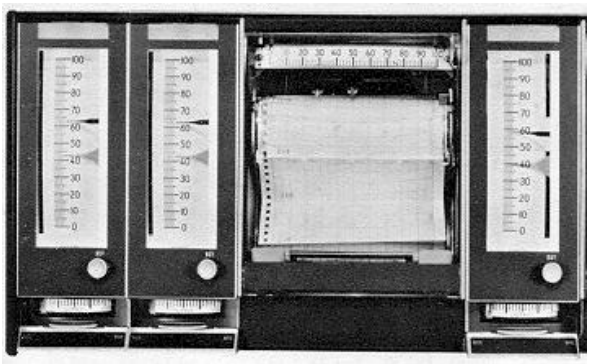


Fig. 4.1. Diagrama de blocos funcional do controlador a realimentação negativa



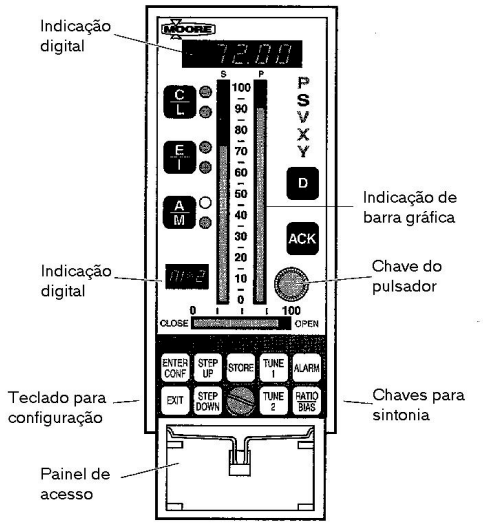


Fig. 4.2. Vista frontal de controladores analógicos:
(a) Com ponto de ajuste manual
(b) Com ponto de ajuste automático
(c) Com pontos de ajuste manual (local) e automático (remoto)

Fig. 4.3. Vista frontal de controlador digital

1.2. Ponto de Ajuste

Quanto ao ponto de ajuste, há três modelos de controladores, com diferentes pontos de ajuste:

1. manual,
2. remoto,
3. manual ou remoto.

O controlador com o ponto de ajuste manual possui um botão na parte frontal, facilmente acessível ao operador de processo, para que ele possa estabelecer manualmente o valor do ponto de referência. Quando o operador aciona o botão, ele posiciona o ponteiro do ponto de ajuste na escala e gera um sinal de mesma natureza que o sinal da medição.

O controlador com o ponto de ajuste remoto não possui nenhum botão na parte frontal. O sinal correspondente ao ponto de ajuste entra na parte traseira do controlador e é indicado na escala principal. O sinal pode ser proveniente da saída de outro controlador ou de uma estação manual de controle.

O controlador com os pontos de ajuste remoto e local possui um botão para o operador estabelecer manualmente o ponto de ajuste e recebe o ponto de ajuste remoto. Ambos os sinais são indicados na escala principal. O controlador possui também a chave seletora R/L (remoto/local) do ponto de ajuste.

É fundamental que a medição e o ponto de ajuste sejam de mesma natureza, ambos pneumáticos, mecânicos, de corrente ou de tensão elétrica, para que seja possível a comparação e subtração entre eles. O ponto de ajuste e a medição são indicados na mesma escala principal do controlador e a posição relativa dos ponteiros fornece o valor do erro entre os dois sinais.

1.3. Estação Manual

A maioria dos controladores possui a estação manual de controle integralizada ao seu circuito. Sob o ponto de vista do controle, as situações mais comuns que requerem a intervenção manual do operador de processo são:

1. na partida do processo, quando a banda proporcional é menor que 100%. Neste caso, quando a medição está em 0% e o ponto de ajuste está acima de 50%, a variável controlada está fora da banda proporcional.
2. quando o processo entra em oscilação, ou seja, quando o ganho da malha fechada de controle fica igual a 1. Quando se coloca o controlador em manual, abre se a malha de controle e se pode estabilizar o processo.

1.4. Unidade de Balanço Automático

A maioria dos controladores com estação manual possui um sistema de balanço automático que permite a passagem de automático para manual e vice versa, de modo contínuo, sem provocar distúrbio no processo e sem a necessidade de se fazer o balanço manual da saída do controlador.

Erradamente se pensa que esta transferência requer a igualdade entre a medição e o ponto de ajuste. Quando o controlador não possui a estação de transferência automática, o operador deve garantir que o sinal inicial da saída manual seja igual ao sinal final da saída automática de modo que o processo não *perceba* esta mudança de automático para manual. No mínimo, o controlador possui um dispositivo de comparação que faz o balanço prévio entre os sinais de saída automática e manual.

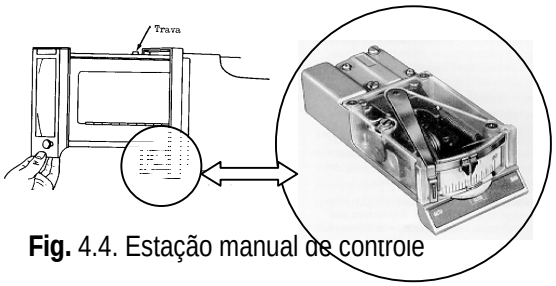
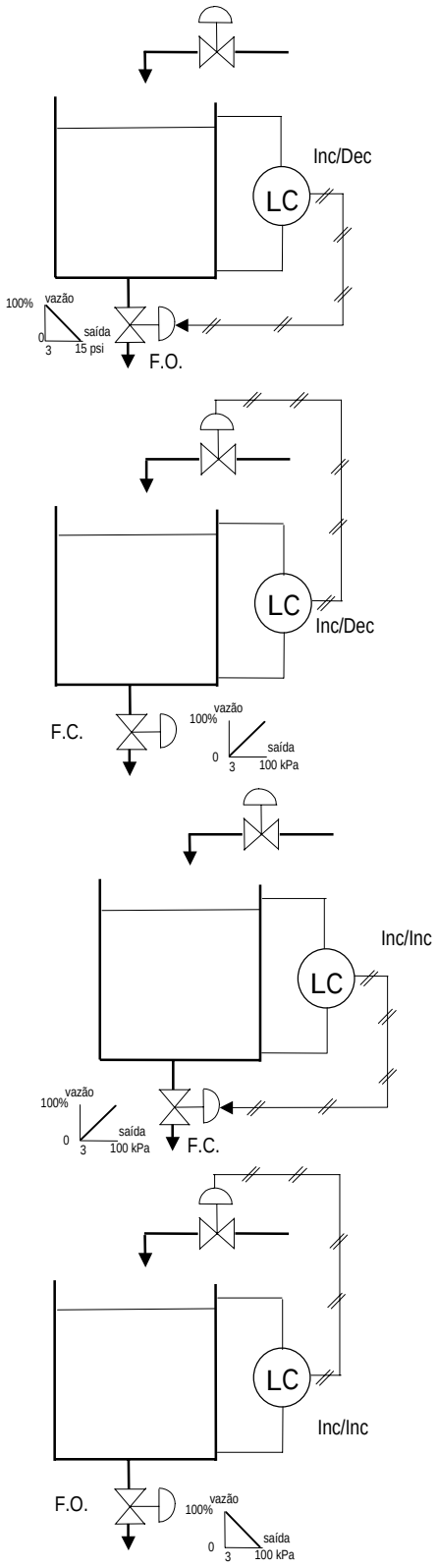


Fig. 4.4. Estação manual de controle

Fig. 4.5. Ações de controle direta e inversa



Tanque vazio seguro e válvula na saída.

A partir da segurança, obtida com o tanque vazio, a válvula deve ser **ar-para-fechar**: na falta de ar, a válvula abre e o tanque se esvazia, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 100% com 20 kPa e a 0% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **inversa**: quando o nível aumenta, a válvula deve abrir mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve diminuir, abrindo mais a válvula.

Tanque vazio seguro e válvula na entrada.

A partir da segurança, obtida com o tanque vazio, a válvula deve ser **ar-para-abrir**: na falta de ar, a válvula fecha e o tanque se esvazia, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 0% com 20 kPa e a 100% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **inversa**: quando o nível aumenta, a válvula deve fechar mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve diminuir, fechando mais a válvula.

Tanque cheio seguro e válvula na saída.

A partir da segurança, obtida com o tanque cheio, a válvula deve ser **ar-para-abrir**: na falta de ar, a válvula fecha e o tanque se enche, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 0% com 20 kPa e a 100% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **direta**: quando o nível aumenta, a válvula deve abrir mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve aumentar, abrindo mais a válvula.

Tanque cheio seguro e válvula na entrada.

A partir da segurança, obtida com o tanque cheio, a válvula deve ser **ar-para-fechar**: na falta de ar, a válvula abre e o tanque se enche, levando o sistema para a segurança. A válvula está a 100% com 20 kPa e a 0% com 100 kPa. A ação do controlador, como conseqüência, deve ser **direta**: quando o nível aumenta, a válvula deve fechar mais para faze-lo diminuir e a saída do controlador deve aumentar, fechando mais a válvula.

1.5. Ação Direta ou Inversa

O controlador possui a chave seletora para ação direta e ação inversa. A ação direta significa que o aumento da medição implica no aumento da saída do controlador. A ação inversa significa que o aumento da medição provoca a diminuição da saída do controlador.

A escolha da ação do controlador depende da ação da válvula de controle e da lógica do processo. A atuação da válvula de controle pode ser: ar-para-abrir ou ar-para-fechar deve ser escolhida em função da segurança do processo.

A regra básica para a seleção das ações do controlador e da válvula é a seguinte:

1. a partir da segurança do processo, determina-se a ação da válvula de controle.
2. depois de definida a ação da válvula e partir da lógica do processo, determina-se a ação do controlador.

As quatro alternativas para um sistema de controle de nível são:

1. a segurança do tanque cheio ou vazio,
2. a ação do controlador direta ou inversa,
3. a atuação da válvula ar-para-abrir ou ar-para-fechar e
4. a válvula de controle na entrada ou na saída do tanque.

2. Circuitos do Controlador

As dificuldades de controle do processo variam muito e por isso são disponíveis controladores comerciais de vários tipos e modos de controle.

Existem características padronizadas e existem aquelas especiais, fornecidas somente quando explicitamente solicitado.

Não especificar todas as necessidades requeridas implica em se ter um controle de processo insatisfatório e até impossível. Especificar o equipamento com características extras que não terão utilidade é, no mínimo, um desperdício de dinheiro. É também uma inutilidade a especificação do instrumento com características especiais, sem entendê-las e sem ajustar o controlador corretamente.

A maioria dos textos sobre controle considera o controlador ideal e teórico, com as três ações separadas, independentes e não interativas. Na prática da instrumentação, a situação não é tão simples assim. Pode se ter interação entre os modos de controle, nos domínios do tempo e da freqüência.

Sob o ponto de vista de construção, os controladores podem ter os modos de controle dispostos em série ou em paralelo.

2.1. Controlador Paralelo

O controlador paralelo computa os modos proporcional, integral e derivativo em paralelo. Os modos são não interativos no domínio do tempo, mas são interativos no domínio da frequência. O controlador paralelo é chamado de *ideal* e *não-interativo*, por Shinskey. O erro acumulado para o controlador paralelo é cerca da metade do correspondente ao controlador em série. Quando os tempos integral e derivativo são ajustados muito próximos, o controlador se torna extremamente sensível as variações do ganho e o período da malha irá se desviar.

A Foxboro Co. testou um controlador paralelo em processo auto regulante e conclui que:

1. o período natural da malha aumentou de 16 para 55 segundos,
2. a banda proporcional variou de 10 a 100% , sem alteração do amortecimento de 4 para 1.

O tempo derivativo do controlador paralelo pode ser ajustado cerca de 25% do tempo integral .

O controlador paralelo é difícil de ser sintonizado e de se manter sintonizado e raramente é fabricado. Mesmo assim, a maioria da literatura técnica apresenta as equações e relações do controlador paralelo, pois elas são separadas e facilmente representadas.

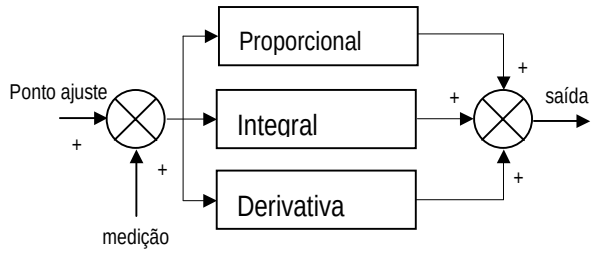


Fig. 4.6. Algoritmo paralelo (ideal)

2.2. Controlador Série

O controlador série computa o modo derivativo em série com os modos proporcional e integral. Os modos são interativos no domínio do tempo mas são não interativos no domínio da freqüência. O controlador série é chamado de *real* e *interativo* por Shinskey.

A maioria dos controladores industriais, analógicos e digitais, calculam inicialmente o modo derivativo, antes do integral, para reduzir o erro de pico.

O tempo derivativo equivalente do controlador paralelo não pode mais ser maior do que 1/4 do tempo integral, porque o tempo integral aumenta mais rápido que o tempo derivativo, quando o tempo integral do controlador série é aumentado.

Os ajustes dos modos do controlador paralelo equivalente podem ser calculados dos ajustes do controlador série, através das seguintes relações:

$$BP = I_c BP'$$

$$T_i = \frac{T'_i}{I_c}$$

$$T_d = I_c T'_d$$

onde

BP, T_i e T_d são os parâmetros do controlador paralelo,

BP', Ti' e Td' são os parâmetros do controlador série.

Ic é uma constante, definida como fator de integração e vale matematicamente:

$$I_c = \frac{T'_i}{(T'_i + T'_d)}$$

A banda proporcional e o tempo derivativo são menores e o tempo integral é maior para o controlador paralelo.

2.3. Controlador Analógico

Historicamente, até a década de 1970 foi usado principalmente o controlador analógico pneumático, até a década de 1980, o controlador analógico eletrônico e a partir da década de 1980, o controlador digital eletrônico.

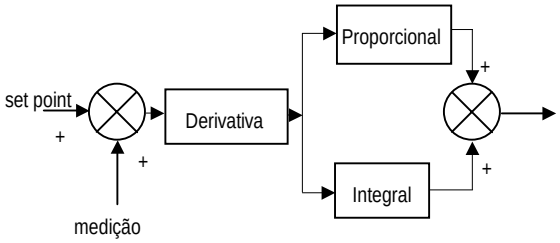
O controlador analógico usa sinais contínuos para computar a saída do controlador. Testes feitos em controlador analógico industrial eletrônico revelaram os seguintes resultados:

1. a banda proporcional medida era de 0 a 25% maior que a marcação do dial,
2. o tempo integral medido era cerca de 100% maior que a marcação do dial,
3. o tempo derivativo marcado era cerca de 40 a 70% menor que a marcação do dial,
4. o tempo integral medido não se alterava com a variação do ajuste do tempo derivativo. [Teoricamente, para o controlador série, o tempo integral deveria aumentar com o aumento do tempo derivativo].
5. o tempo derivativo e a banda proporcional medidos obedeceram aproximadamente as equações teóricas, exceto que a variação medida foi menor que a calculada para os ajustes grandes do dial.
6. a saída do controlador medida mostrou um pico sempre que um ajuste derivativo de qualquer valor era feito.
7. [O algoritmo teórico do controlador série prevê somente um pico se o tempo derivativo fosse ajustado em valores maiores que 1/4 Ti]

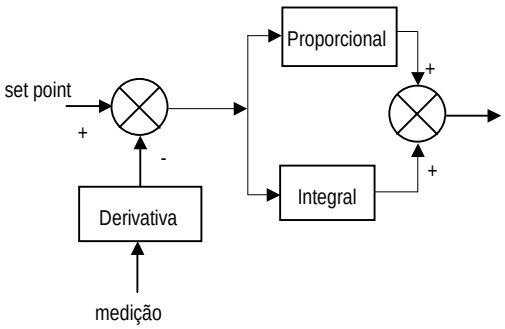
2.4. Controlador Digital

Hoje se vive em um mundo analógico cercado por um universo de tecnologia digital. O computador digital é usado de modo intensivo e extensivo na instrumentação, no controle digital distribuído, no controle lógico programado de processos repetitivos, no controle a realimentação negativa de uma única malha (*single loop*), em computação analógica de medição de vazão, na transmissão.

Embora o processo seja contínuo no tempo, o controlador digital existe em um mundo discreto porque ele tem conhecimento das saídas do processo somente em pontos discretos no tempo, quando são obtidos os valores de amostragem.



(a) Ação derivativa aplicado ao erro



(b) Ação derivativa aplicada apenas à medição

Fig. 4.7. Controlador série (real)

Em geral o controlador digital desempenha as seguintes tarefas:

1. obtém um valor amostrado da saída do processo,
2. calcula o erro entre a medida e o ponto de referência armazenado no computador,
3. computa o valor apropriado para a entrada manipulada do processo,
4. gera um sinal de saída para o elemento final de controle,
5. contínua a mesma operação com a próxima variável controlada.

O tempo requerido para conseguir um novo nível da variável manipulada é tipicamente curto comparado com o tempo entre as amostragens. Portanto, pode-se assumir que a entrada para o processo é uma seqüência de valores constantes que variam instantaneamente no início de cada período de amostragem.

Deve-se ter um algoritmo de controle para o calculo dos valores das variáveis manipuladas. O prosaico algoritmo PID é ainda utilizado.

Esta operação discreta é repetitiva e o período é chamado de *sample* e *hold*.

A grande desvantagem do controlador digital é a introdução de vários tipos de tempo morto: devido ao tempo de amostragem, a computação matemática, a filtragem analógica das harmônicas da frequência de amostragem e a caracterização do modo derivativo. Por causa deste tempo morto adicional, o controlador digital não pode ser usado indiscriminadamente em malha de controle de processo crítico e rápido, como para o controle de *surge* de compressor ou controle de pressão de forno em faixa estreita.

Outra desvantagem do controle analógico ser feito por um controlador digital é o recebimento da amostragem. O recebimento dos dados de modo discreto é considerado um distúrbio para a ação derivativa, que poderá desestabilizar a malha, gerando os impulsos na entrada (positivo) e saída da amostra (negativo). Assim, deve-se evitar o uso da ação derivativa em controlador digital ou então pagar caro pelos complexos algoritmos desenvolvidos para resolver este problema.

Por outro lado, o controlador digital aumentou a capacidade de computação para o controle e para a caracterização das ações de controle, sendo adequado para estratégias de controle avançadas, como o controle preditivo antecipatório.

Tipicamente, o controlador digital é superior ao analógico, em precisão e resolução dos ajustes dos modos de

controle, na precisão da computação adicional, como na linearização e caracterização de sinal, mais flexível em função da programação e da comunicação.

Porém, o aumento da flexibilidade resulta em um aumento da responsabilidade do instrumentista, desde que maior leque de escolha implica em maior probabilidade de cometer erros.

O controlador digital usa sinais discretos (*sample* e *hold*) para computar a saída do controlador. Geralmente, o controlador digital é baseado em microprocessador. O controlador digital emula o algoritmo analógico P + I + D.

3. Controladores Pneumáticos

Serão mostrados os diferentes circuitos dos controladores pneumáticos, mesmo que atualmente eles sejam pouco utilizados, para quem tem pouca familiaridade com os circuitos eletrônicos, mostrados depois.

3.1. Controlador Liga-Desliga

O controlador liga-desliga é instável, por construção, pois não possui o circuito de realimentação negativa, para diminuir seu ganho, que é, teoricamente, infinito. A sua construção é a mais simples possível e o controlador pneumático consiste de:

1. fole de medição
2. fole de ponto de ajuste
3. conjunto bico-palheta

Como não se precisa estabilizar o sistema, não se usa o fole de realimentação negativa. O controlador liga-desliga também pode ser obtido a partir do controlador proporcional, retirando-se a sua realimentação negativa.

A saída do controlador pneumático liga-desliga é igual a 0 kPa ou 120 kPa, que é o valor da alimentação. O elemento final de controle acionado por um controlador liga-desliga está em uma das duas condições possíveis: ou totalmente fechado ou totalmente aberto. Como conseqüência, a saída do controlador liga-desliga e a variável controlada estão oscilando continuamente, com amplitude constante. Diz-se que o ganho total da malha é igual a um ou o ganho do controlador é infinito ou ainda, que a sua banda proporcional é zero.

Um controlador liga-desliga pode ser substituído, por questão de economia, por uma chave automática, que irá fechar ou abrir em função da variável atingir um valor ajustado previamente.

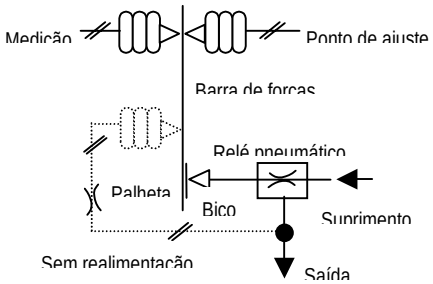


Fig. 4.8. Controlador liga-desliga pneumático

3.2. Controlador de Intervalo Diferencial

O controlador liga-desliga pode sofrer pequenas modificações que melhoram o desempenho do circuito convencional.

O controlador de intervalo diferencial ou de *gap* é análogo ao liga-desliga, porém, em vez de ter um único ponto de referência, possui dois pontos de atuação: um para ligar o elemento e outro para desligar. Entre os dois pontos há um intervalo ou gap.

O principal objetivo do controle de intervalo diferencial é evitar as operações freqüentes de partida e parada do operador final. A amplitude de oscilação é aumentada, porém, a frequência de oscilação é melhorada e o elemento final de controle é acionado um menor número de vezes.

A principal aplicação do controle de intervalo diferencial é em sistema de medição de nível, quando não se quer o controle exato do nível, mas se deseja apenas evitar que o tanque vaze ou fique vazio. O motor da bomba de enchimento é ligado no nível mínimo e desligado no nível máximo. Entre os dois níveis o motor permanece numa situação estável: ligado quando estiver subindo e desligado quando estiver descendo. Desse modo o motor da bomba é ligado poucas vezes.

3.3. Controlador Proporcional

Para se entender os princípios básicos, será visto aqui o circuito básico do controlador proporcional. Por simplicidade e por exigir menos pré-requisitos, será mostrado primeiro o esquema simplificado do controlador pneumático.

Será admitido que seja sabido o funcionamento do conjunto bico-palheta-relé pneumático. O conjunto bico-palheta gera um sinal pneumático padrão de 20 a 100 kPa, proporcional a distância relativa entre o bico que sopra e a palheta que obstrui. O bico é alimentado pela alimentação pneumática de 120 kPa. O relê serve para amplificar pneumaticamente a pressão e o volume de ar comprimido. Os foles pneumáticos exercem forças que são proporcionais aos sinais de pressão recebidos. Assim, quando se falar do fole de medição, pode se estar referindo indistintamente ao valor da medição, a pressão exercida no fole, ou na força exercida pelo fole. Foi considerado o sistema a balanço de forças, quando poderia ter sido escolhido o de balanço de movimentos.

O circuito básico do controlador pneumático com ação proporcional é constituído dos seguintes elementos:

1. fole de medição, que recebe o sinal da medição da variável do processo
2. fole de ponto de ajuste, estabelecido manualmente ou de modo remoto. Esse fole sempre está em oposição ao fole de medição, a fim de que seja detectado o erro ou o desvio entre ambos os valores.
3. conjunto bico-palheta-relé, para gerar o sinal de saída do controlador. (A alimentação pneumática de 120 kPa é aplicada ao bico, através do relê pneumático.)
4. fole proporcional ou fole de realimentação negativa, que recebe o sinal de saída do relê, que é a própria saída do controlador. A finalidade do fole proporcional é a de estabilizar o sistema em uma posição intermediária. A realimentação negativa é a responsável pela estabilidade do sistema.
5. mola, usada para contrabalançar a força do fole proporcional. Normalmente a mola é ajustada para prover a polarização do controlador. Ela é ajustada para o controlador produzir uma saída de 60 kPa, quando o erro for igual a zero.
6. o fulcro ou ponto em torno do qual as forças se equilibram. O deslocamento desse ponto em torno da barra de forças é que estabelece o valor da banda proporcional do controlador. Quanto mais próximo o ponto estiver dos foles medição-ponto de ajuste, mais larga é a banda proporcional, menor é o ganho e menos sensível é o controlador. Quando mais próximo estiver o ponto de apoio do fole proporcional + mola, mais estreita é a banda proporcional, maior é o ganho e mais sensível é o controlador.

No caso extremo do fulcro estar no ponto de contato dos foles de medição e de ponto de ajuste, o controlado não responde a nenhuma variação; não há controle. Quando o fulcro coincidir com o fole proporcional e a mola, não há realimentação negativa, o sistema é instável e o controlador é liga-desliga, a ser visto depois.

O fole proporcional é um dispositivo que fornece a realimentação negativa ao controlador antes que a medição o faça, através do processo. A realimentação interna do controlador é mais rápida que a realimentação externa do processo. O fole proporcional dosa a correção do controlador, evitando uma correção exagerada para uma determinada variação do processo. Se houvesse apenas a realimentação externa, provida pela medição do processo, a correção seria muito demorada e sempre haveria sobrepico de correção.

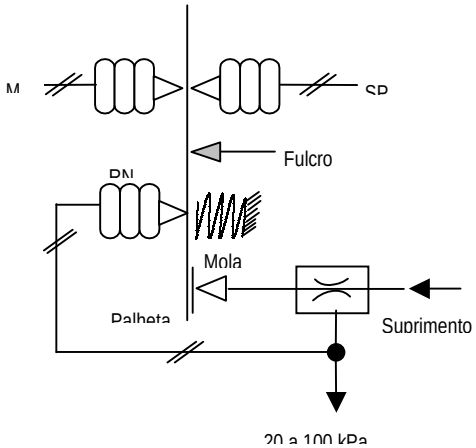


Fig. 4.9. Esquema simplificado do controlador pneumático proporcional

Enquanto houver erro entre a medição e o ponto de ajuste, os seus foles tem pressões diferentes, o fole de realimentação atua. Quando a medição fica igual ao ponto de ajuste a saída do controlador se estabiliza. Quando aparece algum erro, a saída do controlador irá também variar, para corrigir o erro. Desse modo, como a saída do controlador está realimentada ao fole proporcional, o fole irá atuar até conseguir uma nova estabilização entre a medição o ponto de ajuste. Porém, desde que a medição se afastou do ponto de ajuste, ele volta a ficar igual ao ponto de ajuste, porém, não igual ao valor anterior ajustado.

O controlador pneumático proporcional possui os três foles: de medição, de ponto de ajuste e de realimentação negativa. Para completar o balanço das forças exercidas por estes foles é introduzida uma quarta força fixa, exercida por uma mola, geralmente ajustada para fornecer uma força equivalente a pressão de 60 kPa (50% de 20 a 100 kPa). Como a força da mola é fixa, só existe um ponto para a medição ser igual ao ponto de ajuste, que é exatamente o ponto correspondente a 60 kPa. Em todos os outros pontos, o controlador consegue estabilizar o processo, porém com a medição diferente do ponto de ajuste. Este é o modo físico de mostrar porque o controlador proporcional não consegue eliminar o desvio permanente entre medição e ponto de ajuste, exceto quando ambos são iguais a 60 kPa.

3.4. Controlador Proporcional mais Integral

Raramente se utiliza a ação integral isolada. Em compensação, o controlador com as duas ações, proporcional e integral, é utilizado em cerca de 70% das malhas de controle de processo.

O controlador proporcional mais integral possui as duas ações independentes e com objetivos diferentes e complementares:

1. a ação proporcional é estática e serve para estabilizar o processo. Porém a ação isolada é insuficiente para manter a medição igual ao ponto de ajuste e deixa um desvio permanente.
2. 2.a ação integral é dinâmica e serve para eliminar o desvio permanente deixado pela ação proporcional. A ação integral é uma correção adicional e atua depois da ação proporcional.

No controlador pneumático proporcional e integral, acrescenta se um fole junto a mola. Em vez de se ter uma força fixa, tem se uma força variável, que pode equilibrar as forças proporcionais às pressões da medição, do ponto de ajuste e da realimentação negativa.

O controlador pneumático P + I possui os seguintes componentes :

1. o fole de medição,
2. o fole de ponto de ajuste, em oposição ao fole de medição,
3. fole de realimentação negativa ou fole proporcional,
4. fole integral, que se superpõe à mola e em oposição ao fole de realimentação. Ele também recebe a realimentação da saída do controlador, atrasada e em oposição ao fole proporcional. A realimentação positiva da saída do controlador ao fole integral é feita através de uma restrição pneumática. O objetivo desta restrição ajustável é o de atrasar o sinal realimentado, determinando a ação integral. Ela pode ficar totalmente fechada, de modo que

ela corta a realimentação e elimina a ação integral ou totalmente aberta, quando não produz nenhuma restrição, nenhum atraso e a ação integral é a máxima possível.

Na prática, o circuito pneumático completo da unidade integral possui o fole, o tanque integral e a restrição. Aqui, por simplicidade, supõe-se que o próprio fole integral possui uma capacidade suficiente.

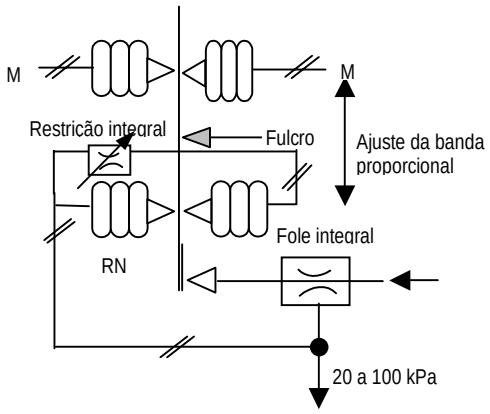


Fig. 4.10. Controlador PI pneumático

O controlador proporcional mais integral possui duas realimentações da sua saída:

1. a realimentação negativa, aplicada diretamente ao fole proporcional,
2. a realimentação positiva, aplicada ao fole integral através de uma restrição pneumática ajustável.

Com a restrição numa posição intermediária, as pressões do fole proporcional e do fole integral não podem ser simultâneas. A ação proporcional é imediata e a ação integral é atrasada; imediatamente após o aparecimento do erro há a realimentação negativa e depois de um intervalo ajustável, atrasada, há a realimentação positiva.

Quando o processo se estabiliza, tem-se o circuito do controlador equilibrado: a força da medição é igual a do ponto de ajuste e a força do fole proporcional é igual a do integral. Quando aparece um distúrbio no processo e a medição se afasta do ponto de ajuste, o controlador P + I faz uma correção proporcional ao erro, imediatamente. Esta atuação deixa um desvio entre a medição e o ponto de ajuste. Logo depois da ação proporcional e enquanto persistir alguma diferença entre a medição e o ponto de ajuste, a ação integral irá atuar, até que a medição fique novamente igual ao ponto de ajuste. A ação integral irá atuar no processo até que se tenha novamente outro equilíbrio entre a medição e o ponto de ajuste.

3.5. Controlador Proporcional + Derivativo

No controlador pneumático proporcional e derivativo, acrescenta se uma restrição no circuito de realimentação negativa. Em vez de se ter uma realimentação instantânea, tem-se uma realimentação com um atraso ajustável.

O controlador proporcional mais derivativo possui o seguinte desempenho:

1. a ação proporcional estabiliza estaticamente o processo, corrigindo os erros proporcionalmente as suas amplitudes,
2. a ação derivativa adiciona uma componente corretiva, para cuidar principalmente dos erros com variação rápida.

Note se que o controlador P + D deixa o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. A ação derivativa é incapaz de corrigir o desvio permanente, pois ele é constante com o tempo.

O circuito do controlador proporcional mais derivativo é constituído de:

1. o fole de medição,
2. o fole de ponto de ajuste, em oposição ao fole de medição,
3. o fole proporcional, sendo realimentado negativamente da saída e através da
4. restrição derivativa.

Na prática, o circuito pneumático completo da unidade derivativa possui o fole, o tanque derivativo e a restrição. Aqui, por simplicidade, supõe-se que o próprio fole integral possui uma capacidade suficiente.

O objetivo da restrição é o de atrasar a realimentação negativa. Como a realimentação negativa atrasa a resposta do controlador, atrasar o atraso eqüivale a adiantar a resposta, para os desvios rápidos do processo lento. Por esse motivo

a ação derivativa é também chamada de ação antecipatória:

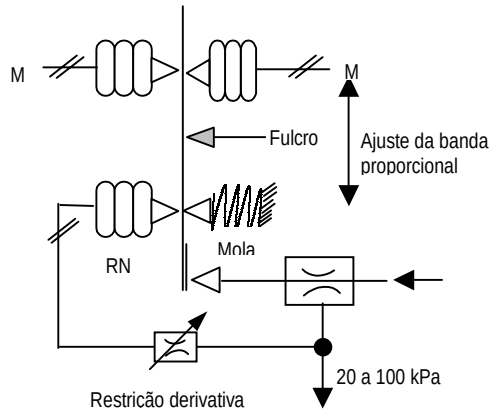


Fig. 4.11. Controlador PD pneumático

O controlador proporcional mais derivativo possui o seguinte funcionamento:

1. imediatamente após a variação rápida do processo não há realimentação negativa, pois há uma restrição pneumática. O controlador se comporta como um controlador liga-desliga, ou com uma banda proporcional muito estreita,
2. com o passar do tempo, a realimentação negativa vai se processando e pressurizando o fole proporcional e tornando o controlador estável.
3. quando a variação do processo é muito lenta, praticamente a ação derivativa não atua, pois lentamente também está havendo a realimentação negativa.

Desse modo, quanto mais brusca for a variação na medição, menor será a ação imediata da realimentação negativa e mais ação corretiva será transmitida a válvula, pela ação derivativa.

Quando se coloca o circuito derivativo no elo da realimentação negativa do fole proporcional há alguns inconvenientes:

1. há a interação entre os modos proporcional e derivativo. Quando o controlador possui o modo integral, a ação derivativa interfere também no modo integral.
2. a ação derivativa segue a ação proporcional
3. a ação derivativa modifica a saída do controlador quando há variação do ponto de ajuste, provocado pelo operador. Se esta variação for muito rápida, e geralmente o é, a saída do controlador produz um pico, podendo fazer o processo oscilar.

A solução prática para eliminar esses problemas é colocar o circuito derivativo antes das ações proporcional e integral e atuando apenas na medição.

3.6. Proporcional, Integral e Derivativo

O controlador proporcional mais integral mais derivativo possui as três ações de controle e é o mais completo possível. Repetindo os objetivos das ações:

1. a ação proporcional estabiliza o processo, provocando uma correção proporcional ao valor do erro, instantaneamente,
2. a integral é uma ação auxiliar que elimina o desvio permanente, produzindo uma correção proporcional à duração do erro, depois da ação proporcional,
3. a derivativa é uma ação adicional que apressa a correção, gerando uma ação proporcional à velocidade da variação do erro, antes da ação proporcional.

Matematicamente tem-se:

$$s = s_0 + Ke + \frac{1}{T_i}\int edt + T_d \frac{de}{dt}$$

ou, no caso prático onde a ação derivativa só atua na medição m da variável,

$$s = s_0 + Ke + \frac{1}{T_i}\int edt + T_d \frac{dm}{dt}$$

O modo proporcional é o modo básico e é sempre utilizado nos controladores analógicos. Ele é o principal responsável pela estabilidade do processo.

O modo integral deve ser usado para eliminar o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. Ele deve ser

evitado quando há possibilidade de saturação. Ou, o que é mais inteligente, devem ser tomados cuidados especiais para se evitar que a ação integral leve o controlador para a saturação.

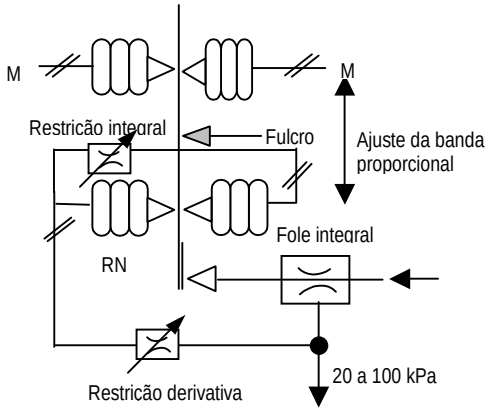


Fig. 4.12. Controlador PID pneumático

O modo derivativo de ser usado em processos com grande inércia e que sofrem variações bruscas, que seriam vagarosamente corrigidas, em o modo derivativo. Porém, a ação derivativa deve ser em processos com muito ruído, que são pequenas e numerosas variações bruscas. A ação derivativa iria amplificar esses ruídos, tornando o desempenho do controle do processo prejudicado.

O modo proporcional desempenha uma realimentação negativa no interior do controlador, tornando-o mais estável. A ação integral executa uma realimentação positiva, se opondo a ação proporcional. A ação derivativa, geralmente separada e anterior as outras duas ações, retarda a realimentação negativa, apressando a correção.

4. Controladores Eletrônicos

A seguir serão mostrados os circuitos dos controladores analógicos eletrônicos, baseados em amplificadores operacionais (amp op). Estes circuitos são mais abstratos e difíceis de entender que os pneumáticos, mostrados anteriormente, para quem não tem uma base de Eletrônica.

4.1. Controlador Liga-Desliga

A saída do controlador liga-desliga está totalmente ligada ou totalmente desligada. Isto causa o atuador aplicar toda a potência ou nenhuma potência ao processo. Exemplos de controle liga-desliga são: refrigeração da geladeira, condicionador de ar residencial.

Para ser prático, o controlador liga-desliga tem uma banda morta ou histerese.

Quando o erro tem um grande valor negativo, a variável de processo é muito maior que o ponto de ajuste e o controlador esta desligado. Isto corresponde a um ambiente muito quente. Somente após o erro atingir um valor positivo (a-->b-->c), então o controlador chaveia a saída para 100%. Esta condição ligada continua enquanto houver qualquer erro positivo (valor real agora abaixo do valor desejado). Isto corresponde as ambiente ficando cada vez mais frio e o aquecedor se liga. Mesmo quando o erro cai abaixo de zero, ponto f, o controlador não se desliga imediatamente. Por causa da banda morta, a saída do controlador irá desligar somente após o erro cair abaixo de determinado erro negativo (vai de g para b)

Com tal banda morta, o erro nunca pode ser mantido a zero. Em um mínimo, o erro flutua entre + ou - E, quando o controle saída entre totalmente desligado para totalmente ligado, de ligado, desligado, ligado, desligado,...

Para minimizar este erro residual (distancia entre + E e - E) deve se diminuir a banda morta. Porém, sem a banda morta, uma pequena diminuição da PV faz o erro ficar positivo, fazendo o controlador ligar. Para processo com baixa capacidade de armazenar energia (inércia), isto poderia aumentar o PV. Qualquer pequeno aumento no PV torna o erro negativo, imediatamente fazendo o controlador desligar. Outro pequeno distúrbio, diminui PV, faz o ciclo recomeçar. A saída irá oscilar rapidamente, de modo que o atuador final será atuado com muita frequência, podendo se danificar rapidamente.

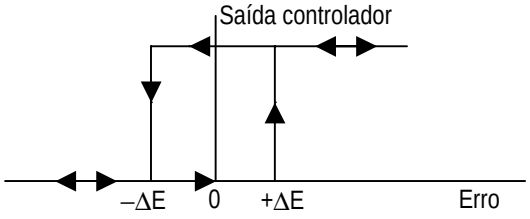


Fig. 4.13. Curva de transferência do controlador liga-desliga mostrando histerese

A banda morta diminui. A histerese ou a banda morta é necessária para evitar uma oscilação de alta frequência.

Deve se haver uma escolha da banda morta para ter um compromisso entre a amplitude do erro e a frequência de oscilação. Um controlador eletrônico é mostrado.

O amp op U1 é o amplificador de erro, diferencial. Sua saída é o sinal de erro e aciona a entrada de U2. O amp op U2 é comparador com histerese.

U2 não é um amplificador, pois a realimentação é feita para a entrada não inversa.

Quando o Verro é negativo, U2 vai para a saturação positiva (+V).

Os resistores R1 e R2 dividem a tensão de saturação, produzindo uma tensão de referência positiva.

Somente a saturação da saída fica negativa, a tensão de referência (terminal 3 de U2) é chaveada para uma tensão de referência negativa (-), com .

O erro agora deve se tornar mais negativo do que esta tensão negativa de referência antes de U2 chavear de novo para a tensão de referência positiva.

Assim, U2 produz a banda morta ou histerese

O amp op U3 inverte os níveis de U2. O diodo zener na saída restringe a tensão. Muita vezes, somente a saída positiva é permitida. Quando a saída tende a ficar saturada negativa, o zener irá conduzir e a saída fica em -0,6V.

Os controladores das **Fig.** 4.12 e **Fig.** 4.13 são de ação inversa. A saída se move no sentido oposto a variável do processo. Quando a medição aumenta, a saída do controlador diminui e quando a medição diminui, a saída aumenta. Isto é típico em aplicações de sistema com controle de aquecimento. Quando a temperatura cai, o aquecedor fica ligado. Se a temperatura sobe muito, o controlador desliga.

Refrigeração requer controlador de ação direta. Em um controlador direto, a medição e a saída do controlador variam no mesmo sentido. Quando a temperatura aumenta, a saída do controlador aumenta, ligando o compressor. O abaixamento da temperatura gás a saída do controlador cair, desligando o compressor refrigerante.

O controlador da Fig. 4 pode ser convertido de ação inversa para direta, invertendo as entradas do comparador U3. É fundamental definir a ação do controlador, direta ou inversa, no projeto do sistema.

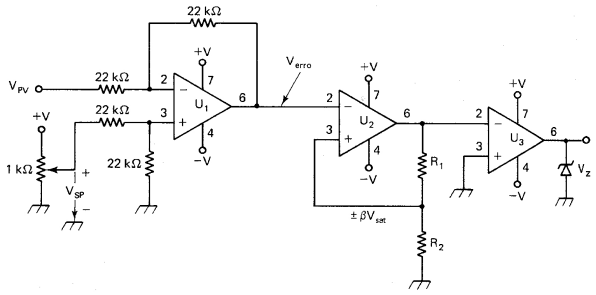


Fig. 4.14. Controlador liga-desliga

4.2. Controlador Proporcional

A resposta tudo-ou-nada do controlador liga-desliga é adequado para sistemas lentos com grande inércia, quando se pode tolerar algum erro apreciável. Nos outros casos, se quer uma região linear de controle, fornecida por um controlador proporcional.

Como no controlador liga-desliga, um grande erro negativo faz o controlador proporcional ir para um ponto totalmente fechada (ponto a). Grande erro positivo manda. a saída para totalmente aberto (ponto a), como controlador de duas posições.

Porém em vez de uma banda morta, o controlador possui uma banda proporcional.

A banda proporcional é a região onde o controlador responde linearmente. (pontos b e c). Pequenas variações de erro, em torno do zero, causam variações

proporcionais na saída do controlador. Isto dá um controle mais eficiente e mais fino.

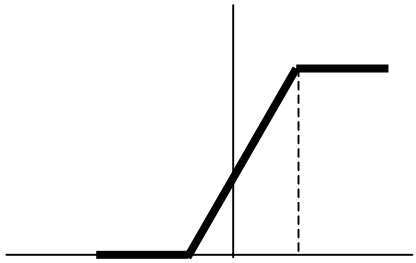


Fig. 4.15. Curva de transferência do controlador proporcional

O controlador proporcional e descrito principalmente por sua banda proporcional. A banda proporcional é a variação no erro (como percentagem do erro total) que fará a saída ir do 0% para 100%

O esquema de um controlador proporcional é dado na **Fig**. 4.15. O amp op U1 produz o sinal de erro a partir de Vsp e Vpv. O amp op U2 fornece a banda proporcional ou a banda proporcional. U3 é simplesmente um inversor para compensar a inversão dada por U2. O diodo zener limita a saída positiva (V3) e negativa (-0,6).

A equação do circuito é:

$$V_o = \frac{R_f}{R_i} V_{erro} + \frac{R_f}{R_{os}} V_{os}$$

Geralmente, Rf = Ros, de modo que

$$V_o = \frac{R_f}{R_i} V_{erro} + V_{os}$$

Com erro zero,

Verro = 0, e Rf = Ros

Vout = Vos

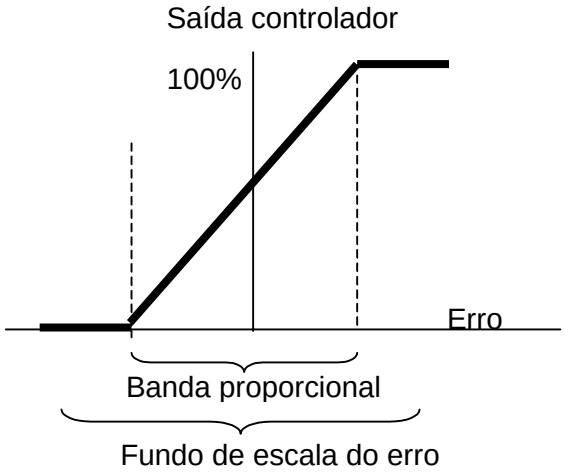
Pode se variar Vos para garantir saída para erro zero. Geralmente, este valor é registrado em 50%do fundo de escala de saída.

A inclinação da curva de transferência é determinada pelo ganho (ou banda proporcional), dado pela relação.

$$m = \frac{R_f}{R_i}$$

Se o eixo é escalonado em volts,

$$m = \frac{R_f}{R_i} = \frac{V_{oFS}}{\%BP \times V_{erroFS}}$$



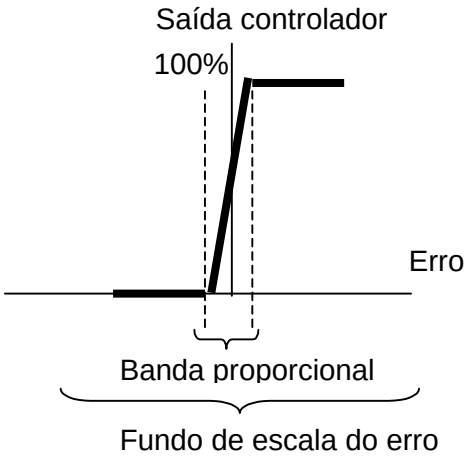


Fig. 4.16. Curva de transferência para bandas proporcionais de 80% e 10%

Matematicamente, a saída do controlador pode ser escrita como:

$$V_o = K_P V_{erro}$$

onde
Vout - saída do controlador
Kp - ganho do controlador
Verro - erro

A função de transferência do controlador proporcional é:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P$$

O controlador proporcional pode ter ação direta ou inversa. Com a ação inversa, um aumento da variável de processo provoca uma diminuição na sua saída.

O amp op U3 é responsável pela inversão desta ação. O controlador com ação direta não possui o amp op U3. A saída se move em fase com a variável.

Para uma ação direta, a curva (erro x saída) do controlador proporcional tem inclinação negativa.

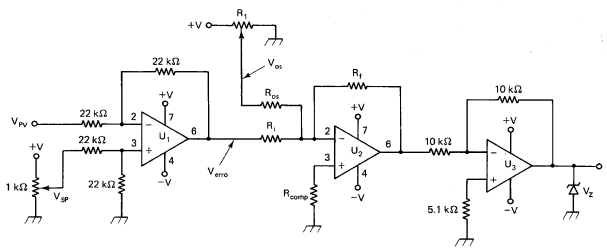


Fig. 4.17. Controlador proporcional

4.3. Controlador Proporcional Integral

Para eliminar o erro residual, a resposta do controlador deve ser alterada. A saída do controlador proporcional era proporcional ao erro do sistema. O controlador integral tem uma saída cuja taxa de variação é proporcional ao erro. Enquanto houver erro, a saída continua variando. Quando o erro fica zero, a saída do controlador integral fica constante. É mantida a saída que foi necessária para eliminar todo o erro.

4.4. Controlador Integral

A taxa de variação da saída de um controlador integral é proporcional ao erro. Matematicamente,

$$\frac{dv_o}{dt} = K_I v_{erro}$$

onde

v_o - saída do controlador

K_I - constante de integração

v_{erro} - erro

Quando há um grande erro, a saída do controlador varia rapidamente para corrigir o erro. Quando o erro vai diminuindo, a saída do controlador varia mais lentamente. Isto minimiza a correção excessiva. Enquanto houver qualquer erro, a saída do controlador continua a variar. Assim que o erro é eliminado, a variação da saída do controlador também vai para zero. Isto significa que o controlador mantém a saída que eliminou o erro.

Um grande erro, faz a saída variar rapidamente. A diminuição do erro faz a saída variar mais lentamente. Quando o erro desaparece, a saída fica constante.

$$\frac{dv_o}{dt} = K_I v_{erro}$$

Como conseqüência,

$$v_o = K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

onde Vo é o desvio permanente inicial do controlador.

A transformada de Laplace dá

$$V_o = \frac{K_I V_{erro}}{s}$$

e a função de transferência vale:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_I}{s}$$

A **Fig.** 4.18 é o esquema simplificado de um amp op integrador. Por causa da realimentação negativa capacitiva, a entrada inversora é mantida no terra virtual. A tensão de entrada então faz circular a corrente de entrada em Ri.

No amp op integrador a corrente i vale

$$i = \frac{V_i}{R_i}$$

Esta corrente que passa por também passará pelo capacitor, pois a impedância de entrada do amp op é infinita. A relação corrente/tensão no capacitor vale:

$$\frac{dv_C}{dt} = -\frac{i}{C_i}$$

ou

$$v_C = -\frac{i}{C_i}\int i dt + V_o$$

$$v_C = -\frac{1}{R_i C_i}\int v_i dt + V_o$$

logo

$$K_I = -\frac{1}{R_i C_i}$$

onde

K_I é a constante de integração (unidade é inverso de segundo) e

RiCi é o tempo de integração (unidade é segundo).

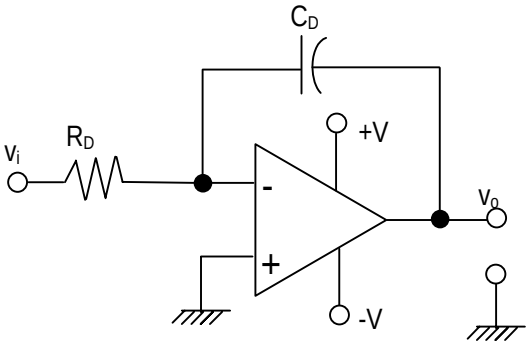


Fig. 4.18. Amp op integrador

O esquema completo de um controlador integral é dado na **Fig.** 4.19. O amp op U1 produz o sinal de erro. O integrador é U2. Para erro positivo, sua saída será negativa (observe o sinal negativo na eq. 5.13). Este sinal de controle negativo é invertido e limitado por U3 e o diodo zener. O resistor R_{comp} permite que a corrente de polarização bypasse Ci. Sem R_{comp}, as correntes de polarização genéricas seriam grandes e carregariam Ci, mesmo com a tensão de erro zero. Isto faz a saída de U2 aumentar lentamente até ficar saturada. Selecione

$$R_{comp} > 10\ R_i$$

se a saída de U2 aumenta com V_{erro} = zero.

O erro zero significa que há tensão zero em cada lado de Ri. Erro zero significa que não há corrente fluindo através de Ri. Assim, idealmente, Ci não pode se carregar e nem se descarregar. Ci é mantido em sua tensão. Porém, quando se adiciona R_{comp} para impedir que as correntes de polarização carreguem Ci, o capacitor Ci pode se descarregar lentamente através de R_{comp}. Com erro zero, então, a saída irá cair lentamente em vez de ficar constante, pois Ci descarrega através de R_{comp}. Deve haver um compromisso: sem R_{comp} ou com R_{comp} muito grande tem-se correntes de polarização carregando Ci; R_{comp} muito pequena permite Ci se descarregar em vez de manter constante sua tensão. Escolhendo U2 com uma corrente de polarização muito pequena é uma solução. Amp op a FET ou CMOS possui correntes de polarização da ordem de picoampere (10^{-12} A) ou menos. Assim, a solução é usar um amp op a FET ou CMOS para U2 e sem R_{comp}.

I

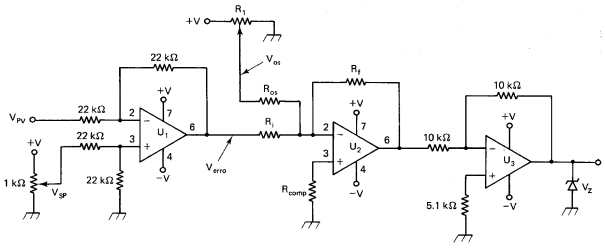


Fig. 4.19. Controlador integral

Uma segunda característica não ideal também atrapalha a estabilidade do integrador U2. Todos os capacitores possuem uma resistência de vazamento. O capacitor é equivalente a um resistor em paralelo com as suas placas. Assim,

alguma carga armazenada no capacitor irá descarregar lentamente através da resistência de vazamento. Na realidade, o capacitor está fornecendo a R_{comp}. Para capacitores eletrolíticos de alumínio a constante de tempo $CR_{vazamento}$ é de alguns segundos. Porém, capacitores de teflon, filme (polipropileno, polistireno, poletileno e policarbonato) possuem constante de tempo formada pela resistência de vazamento de tipicamente 1 Ms. Deve-se sempre especificar um capacitor de baixa corrente de vazamento.

Em resumo, um controlador integral continua a variar sua saída até que o erro vai para zero. A integração é realizada por um amp op com um capacitor na realimentação negativa. Deve-se controlar as correntes de polarização cuidadosamente ou compensa-las. Deve-se, também, selecionar o tipo de capacitor apropriado, para evitar sua auto descarga.

4.5. Controlador Proporcional Integral

O controlador integral puro tem uma resposta a transiente muito ruim. O erro deve produzir uma entrada tipo degrau no controlador integral. Ele irá responder através de uma rampa começando do zero. Um controlador proporcional responde a um erro degrau com um outro degrau proporcional. Porém, o controlador integral continua a variar sua saída até que todo o erro permanente seja eliminado. Um controlador proporcional não pode eliminar totalmente o erro. O controlador proporcional-integral é um esforço para combinar as vantagens de ambos os controladores: boa resposta transiente do proporcional e eliminação do erro do integral.

Um controlador propocional-integral paralelo é mostrado na fig. 4.18. O amp op U1 é o amplificador de erro, realizando o cálculo

$$v_{erro} = v_{SP} - v_{PV}$$

Este erro é aplicado aos controladores proporcional e integral. No controlador proporcional, U2, o erro recebe um ganho.

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

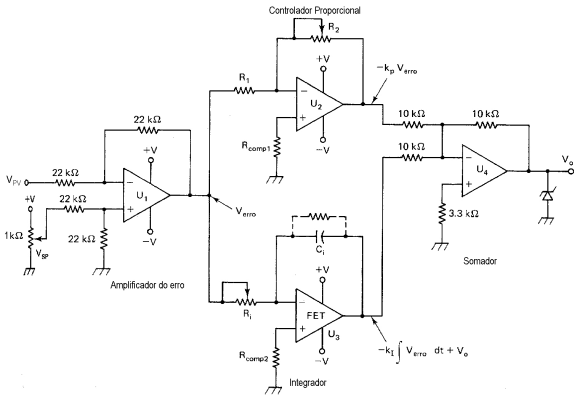


Fig. 4.20. Controlador Proporcional Integral Paralelo

O controlador integral toma a integral do erro, dando:

$$v = -K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

onde

$$K_I = \frac{1}{R_i C_i}$$

Estes dois sinais são combinados por U4, um somador inversor, que dá uma saída total:

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

No domínio de Laplace isto torna

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_I V_{erro}}{s}$$

A função transferência para o circuito na Fig. 4.20 é então:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P + \frac{K_I}{s}$$

ou

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_P s + K_I}{s}$$

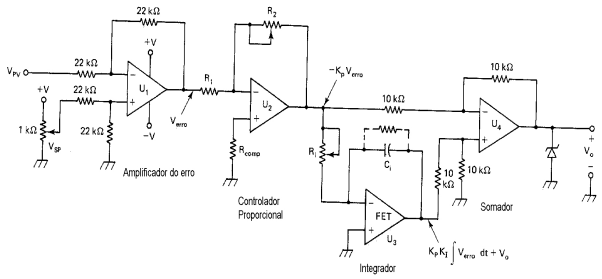


Fig. 4.21. Controlador PI Série

O controlador proporcional-integral série é mostrado na **Fig.** 4.21. O amp op U1 é o amplificador de erro, realizando o cálculo:

$$v_{erro} = v_{SP} - v_{PV}$$

Este erro é a entrada do controlador proporcional, U2. Realmente, é somente um amplificador inversor. Seu ganho é a constante de proporcionalidade, KP:

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

Duas coisas devem ser notadas. A saída de U2 é invertida. Este controlador proporcional não tem desvio permanente.

A entrada para o integrador U3 é a saída do controlador proporcional, $-K_P V_{erro}$. De acordo com a eq. 5.13,

$$v = -\frac{1}{R_i C_i}\int v_i dt + V_o$$

ou

$$v = -K_I \int v_i dt + V_o$$

Substituindo vin = -KP Verro na eq. 5.15 dá

$$v = -K_I \int (-K_P v_{erro}) dt + V_o$$

$$v = K_P K_I \int v_{erro} dt + V_o$$

O somador U4 é realmente um amplificador diferencial,

$$v_o = K_P v_{erro} + K_P K_I \int v_{erro} dt + v_o$$

A transformada de Laplace da eq. 5.16 é

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_P K_I}{s} V_{erro}$$

A função de transferência:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_P s + K_I}{s}$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P \frac{T_i s + 1}{T_i s}$$

onde

$$T_i = \frac{1}{K_I} = R_i C_i$$

$$K_P = \frac{R_2}{R_1}$$

Os engenheiros de projeto de controle especificam o controlador em termos de sua função de transferência, eq. 5.18.

Geralmente, a constante de integração KI é dada em termos de repetições por minuto. KI tem unidade de inverso de segundo (por segundo). Para converter isto para repetições por minuto deve-se multiplicar por 60 s/min.

O significado elétrico de KI é ilustrado na Fig. 4.20. No tempo t1 há uma erro degrau que faz a parte proporcional do controlador gerar um degrau. Assumindo que o erro permanece constante, a parte integral do controlador irá agora fazer a saída rampear para cima. A inclinação da rampa é determinada por KI. Com uma constante de integração de 1 repetição por minuto, em 1 minuto a rampa irá levar a saída para a mesma quantidade que a parte proporcional o fez. Isto é mostrado na **Fig.** 4.22a. Na **Fig.** 4.22b, a parte integral do controlador faz a rampa que

triplica a saída produzida pelo controlador proporcional. Isto é causada por uma constante de integração de 3 repetições por minuto.

A operação do circuito pode ser melhor analisada examinando-se sua resposta a vários degraus em V_{PV} (variável do processo).

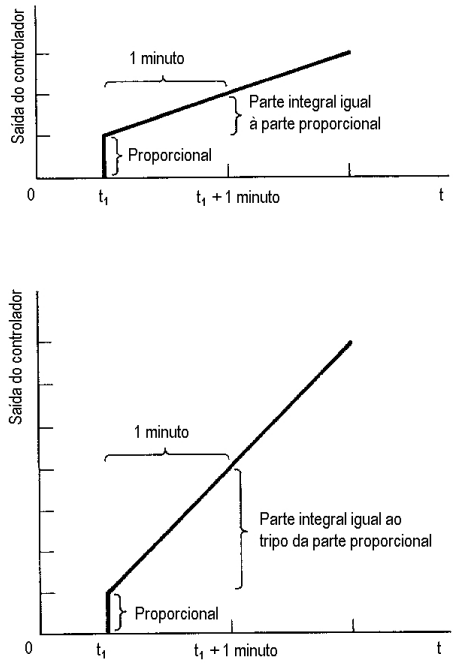


Fig. 4.22 Constante integral para 1 e 3 repetições por minuto

4.6. Controlador Derivativo e a Três Modos (PID)

O controlador proporcional-integral remove todo erro permanente. Em muitos sistemas, a parte proporcional fornece resposta suficientemente rápida para degraus no erro. Porém, em processos com grande inércia necessitam de alguma forma de rapidez adicional para responder um degrau de erro. É necessário superar a inércia, fornecendo uma resposta muito mais rápida aos degraus de erro do que o controlador proporcional pode dar.

Esta correção da inércia é fornecida pelo controlador derivativo. Combinando um controlador derivativo com um proporcional-integral obtém o controlador padrão industrial de três modos ou o controlador PID.

4.7. Controlador Derivativo

A saída do controlador derivativo é proporcional à taxa de variação do erro:

$$v_o = K_D \frac{dv_{erro}}{dt}$$

A transformada de Laplace da eq. 5.19 dá

$$V_o = K_D s V_{erro}$$

para a função de transferência:

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_D s$$

A Fig. 4.23. ilustra a resposta de um controlador derivativo. Um degrau no erro, no tempo a, tem uma inclinação aproximadamente infinita, dv_{erro}/dt. Isto leva a saída do controlador para a saturação. Entre os tempos a e b, b e c, e e f, o erro é constante, embora diferente de zero. A derivada ou inclinação do erro é zero, de modo que a saída do controlador durante estes intervalos é também zero. Um aumento constante no erro tem uma inclinação constante, produzindo uma saída constante (tempo c a d). Aumentando a inclinação do erro aumenta a magnitude da saída (tempo d a e). Um aumento no erro tem uma inclinação negativa, que produz uma saída negativa (tempo f a g).

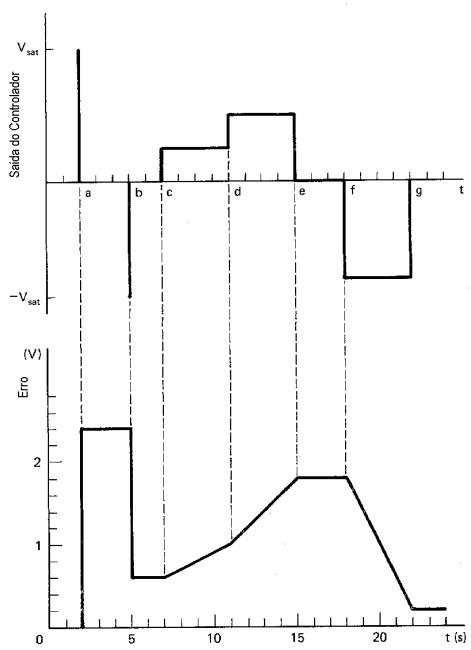


Fig. 4.23. Relação entrada/saída de um controlador derivativo

A Fig. 4.23 mostra o esquema de um amp op diferenciador básico. Note que é justo um integrador em que o resistor e o capacitor trocam de lugar. O ganho do amp op inversor é:

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{R_f}{Z_c}$$

No domínio de Laplace

$$Z_c = \frac{1}{Cs}$$

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{R_D}{1/C_D s} = -R_D C_D s$$

Há dois grandes cuidados que devem ser tomados. Primeiro, para entradas senoidais,

$$v_o = \frac{Z_{RD}}{Z_{CD}} v_i$$

$$v_o = \frac{R_D v_i}{1/2\pi f C_D}$$

$$v_o = 2\pi f C_D R_D v_i$$

Para sinais de baixa frequência, a saída é muito pequena. Porém, a saída aumenta com a frequência. Ruído de alta frequência recebe um grande ganho. Em altas freqüências, esta grande saída por ser realimentada através da capacitância parasita, reforçando-se na entrada. Ruído de alta frequência e possíveis oscilações perturbam o circuito da **Fig.** 4.24.

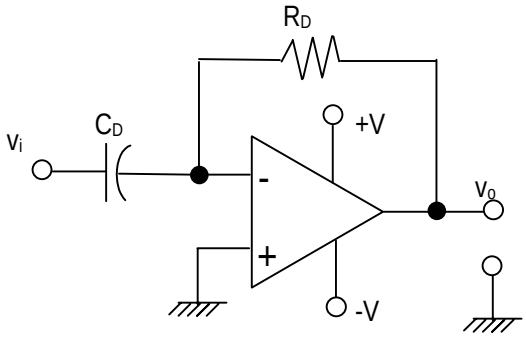


Fig. 4.24. Diferenciador básico com amp op

Isto pode ser resolvido adicionando-se um resistor série Ri, como mostrado na **Fig.** 4.24. O resistor Ri, junto com CD, formam um filtro passa baixa na entrada. Esta solução simples para o problema de alta frequência aumenta a complexidade de analisar o circuito. A transformada de Laplace deve ser aplicada do inicio:

$$\frac{v_o}{v_i} = -\frac{Z_f}{Z_i}$$

onde

$$Z_f = R_D$$

$$Z_i = R_i + \frac{1}{C_D s}$$

ou

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{R_D}{R_i + 1/Cs}$$

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{R_D Cs}{R_i Cs + 1}$$

Fazendo $R_DC = K_D$ e $R_iC = \tau_i$, tem-se

$$\frac{V_o}{V_i} = -\frac{K_D Cs}{\tau_i s + 1}$$

A resposta desta diferenciação prática para a entrada mostrada na **Fig.** 4.25 é dada na **Fig.** 4.26.

A segunda maior preocupação a ser observada é que o controlador derivativo só produz uma saída para variações no erro. Um sistema com grande erro constante não produz saída de um controlador derivativo. O controlador derivativo deve sempre ser usado em combinação com outro tipo de controlador.

O controlador derivativo responde a variações no erro, para superar a inércia do processo. Alta frequência compensa este controlador e sempre o usa em combinação com outros controladores.

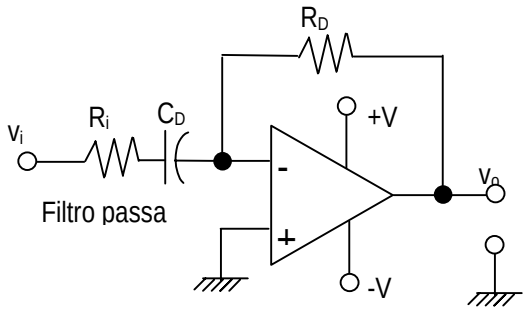


Fig. 4.25. Diferenciador prático

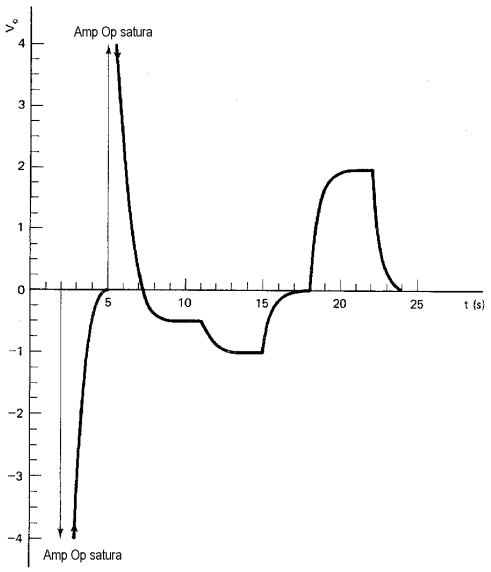


Fig. 4.26. Resposta do diferenciador prático

4.8. Controlador PID Paralelo

Combinando os controladores proporcional, integral e derivativo obtém o controlador PID. Ele oferece rápida resposta proporcional ao erro, enquanto tem um reset automático do modo integral para eliminar o erro residual. A ação derivativa estabiliza o controlador e o permite responder rapidamente a variações no erro.

O esquema de um controlador PID em paralelo é mostrado na **Fig.** 4.26. Como para os controladores integral e proporcional-integral, deve-se adicionar um grande resistor em torno de Ci para compensar as correntes de polarização ou usar um amp op com pequena corrente de polarização. O resistor derivativo limitante R3 deve ser mantido o menor possível e ainda garantir a estabilidade. Isto irá simplificar a resposta do diferenciador.

Assumindo que o efeito destes dois resistores não ideais são desprezíveis em comparação com os efeitos causados pela tensão erro,

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt + K_D \frac{dv_{erro}}{dt} + V_o$$

onde

$K_P = \frac{R_2}{R_1}$, banda proporcional (ganho)

$K_I = \frac{1}{R_i C_i}$, constante de integração

$K_D = R_D C_D$, constante derivativa

Vo = carga inicial do integrador de offset

Para se obter a função de transferência, toma-se a transformada de Laplace da eq. 5.24, que dá:

$$V_o = K_P V_{erro} + \frac{K_I V_{erro}}{s} + K_D s V_{erro}$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = K_P + \frac{K_I}{s} + K_D s$$

$$\frac{V_o}{V_{erro}} = \frac{K_D s^2 + K_P s + K_I}{s}$$

Esta expressão é chamada de implementação paralela do controlador PID. Cada termo é formado em paralelo e então recombinados no somador.

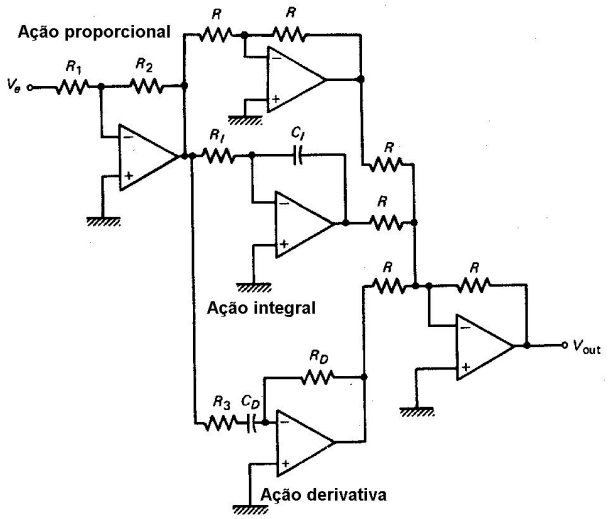


Fig. 4.27. Controlador PID paralelo

4.9. Over Run Derivativo

A implementação paralela da Fig. 4.26tem um problema prático. Variações no ponto de ajuste geralmente são feitas em degrau. Isto é verdade se o operador comanda o controlador manualmente, em cascata com outro controlador ou de um computador supervisório remoto. Um degrau no ponto de ajuste causa um degrau complementar no erro. A ação derivativa do controlador respondendo a taxa de variação satura. Isto satura a saída, através do somador. Este degrau no ponto de ajuste causa o controlador saturar (lock up). O atuador é forçado a ficar totalmente aberto (hard off). O processo pode provocar overshoot ou oscilar.

A solução para esta instabilidade produzida na ação derivativa é fazer que a ação derivativa atue somente na variável do processo e não no erro. Desde que o erro é a diferença entre o ponto de ajuste e a variável do processo, variações degrau no ponto de ajuste não serão vistas pela ação derivativa do controlador e a perturbação provocada pelo degrau no ponto de ajuste será evitada.

É fácil fazer esta modificação no controlador PID paralelo. Pela **Fig.** 5.24, a entrada para o diferenciador foi movida da saída do amplificador de erro. Ela é ligada diretamente ao sinal da variável do processo (vPV). A saída do diferenciador é negativa. Para fazer a realimentação negativa para o processo, a saída deve ser somada à saída de outros controladores. Assim, -KD dvPV/dt é ligada à entrada não inversora do somador, U5. Os resistores 10 Ω e 5 kΩ atenuam o sinal, para compensar o ganho inerente (causado por Rf = 10 kΩ e
Ri = 10kΩ//10kΩ. A equação resultante, no domínio do tempo é:

$$v_o = K_P v_{erro} + K_I \int v_{erro} dt - K_D \frac{dv_{PV}}{dt} + V_o$$

5

Controlador Analógico

1. Controlador Pneumático de Painel

1.1. Conceito

O controlador pneumático de painel, modelo 130, é o instrumento mais importante da linha.

O controlador pneumático, Foxboro modelo 130, é um instrumento projetado e construído para ser montado em painel da série 102, tipo miniatura e de alta densidade e que fornece um controle preciso e eficiente ao processo.

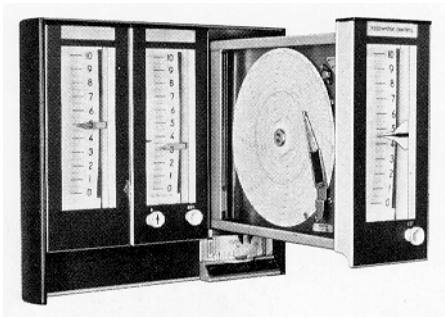


Fig. 5.1. Painel de leitura pneumático, mostrando indicador, estação manual e controlador com gráfico opcional lateral

O controlador pneumático é alimentado por 20 psig (140 psig), recebe um sinal padrão de 20 a 100 kPa (3 a a5 psig ou 0,2 a 1,0 kgf/cm^2), proporcional ao valor de medição de uma variável, compara-o com um sinal proporcional ao ponto de ajuste e gera um sinal de saída, que vai atuar no processo de modo a manter o sinal de medição igual ao ponto de ajuste ajustado. O controlador recebe um sinal do transmissor e seu sinal de saída vai atuar em uma válvula de controle.

1.2. Modelos

O modelo do controlador depende de vários parâmetros, como modo de estabelecimento do ponto de ajuste, uso de estação manual de controle, indicação do sinal de saída, possibilidade de controle especial do tipo relação, cascata, auto-seleção, acoplamento com computador de processo digital.

Assim, quanto ao ponto de ajuste tem-se os três modelos:

1. ponto de ajuste manual, modelo 130M
2. ponto de ajuste remoto, modelo 130P
3. ponto de ajuste manual/remoto, modelo 130F

Quanto ao uso ou não uso de estação manual de controle tem-se:

1. estação automática conjugada com estação manual, modelo 130
2. estação automática sem estação manual, com indicação da saída, modelo 131
3. estação automática sem estação manual e sem indicação, modelo 132

Normalmente, as estações de controle são integrais ao controlador. Porém, há configuração modular, quando a estação de controle é usada em conjunto com um controlador cego, montado remotamente. Nessa configuração, as estações do painel são modificadas e há uma distribuição de circuitos e de funções, entre a estação de leitura, montada no painel e o controlador cego, montado no campo. Os modelos são:

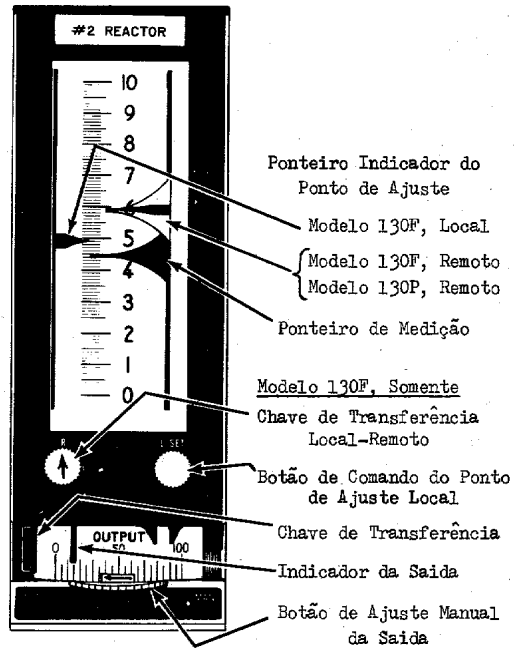


Fig. 5.2. Vista frontal do controlador pneumático

1. estação do painel, para leitura da medição, ponto de ajuste, contem a chave de transferência Auto/Manual, modelo 130-D
2. controlador cego, montado no campo, contêm os circuitos de controle, ação integral, derivativo, modelo 138.

As outras estações de controle, para aplicações em sistemas completos de controle, como auto-seletor, cascata e relação, são especiais e geralmente incorporam em um único instrumento circuitos de vários instrumentos, para facilitar a operação e diminuir as ligações externas.

As mais usadas são:

1. sistema de controle auto-seletor, com duas ou mais variáveis e com unidade de transferência Auto/Manual, modelo 130-A ou 130-S
2. sistema de controle cascata, contendo o circuito de dois controladores já ligados internamente em cascata, modelo 130MC-
3. sistema de controle de relação de duas variáveis, modelo 130Z
4. sistema de controle supervisório do ponto de ajuste, entre computador digital de processo e instrumentação pneumática analógica, modelo 130K

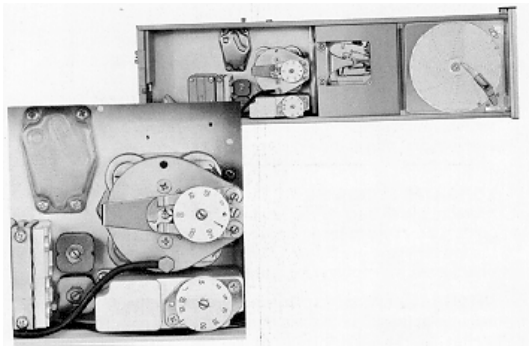


Fig. 5.3. Vista dos circuitos pneumáticos do controlador, com ajustes do P e I e D.

1.3. Modelo Básico, 130M

O modelo básico do controlador da linha PCI-100 pode ser considerado o 130M. É um controlador indicador pneumático com ponto de ajuste estabelecido manualmente. Seus sinais de saída e de entrada são 20 a 100 kPa. Sua alimentação é de 140 kPa (20 psig).

A descrição de sua parte frontal é a seguinte:

1. na parte superior há uma plaqueta de gravação, onde podem ser escritas até duas linhas, com o máximo de 17 caracteres e espaços por linha. É uma plaqueta normalmente translúcida, de modo que podem ser instaladas pequenas lâmpadas de alarme opcional sob a plaqueta.
2. o controlador possui uma escala vertical, de tamanho efetivo de 100mm. A escala é feita de plástico transparente e branco, com dígitos gravados em preto. A escala é intercambiável entre os controladores, indicadores e estações manuais.
3. o ponteiro de medição se move verticalmente ao longo da escala. Ele é de cor vermelha, fluorescente e facilmente visto, mesmo à distancia de alguns metros.
4. o ponteiro de ponto de ajuste se move verticalmente ao longo da escala. Ele é de cor branca, com uma lista horizontal preta, do mesmo formato que o ponteiro de medição, porém, levemente maior. O ponteiro de medição corre debaixo do ponteiro de ponto de ajuste de modo que quando eles se coincidem, apenas o ponteiro

de ponto de ajuste é visível, o que é a condição ideal de operação. Quando há desvios entre a medição e o ponto de ajuste, a própria distancia entre os ponteiros dá uma idéia do valor do desvio.

5. abaixo da escala há uma pequena chave circular (SET), através da qual é estabelecido o ponto de ajuste manualmente. A atuação dessa chave gera internamente um sinal pneumática padrão de 20 a 100 kPa e simultaneamente posiciona o ponteiro de ponto de ajuste.
6. na parte inferior da estação automática de controle, está a estação de controle manual. As duas estações são independentes: pode-se retirar a estação manual de controle e a estação automática continua funcionando normalmente. E vice-versa: pode se retirar a estação automática de controle e o operador pode atuar manualmente no processo através da estação manual.

A estação manual de controle possui a indicação do sinal de saída que atua na válvula de controle. Ela possui uma chave circular, que gira em torno de um eixo vertical e que possibilita ao operador de processo atuar manualmente no processo. Quando se aciona esta chave, gera-se internamente um sinal padrão de 20 a 100 kPa.

A montagem do controlador é simples e de baixo custo. O controlador é montado na estante padrão da série 102. São disponíveis estantes com até dez posições, podendo alojar até 10 controladores. Várias estantes podem ser agrupadas, formando painéis com grande densidade de instrumentos. Os custos de tubulações são minimizados, pois cada estante possui um conjunto de alimentação pneumática, provendo bloqueio individual para cada instrumento, em caso de retirada do instrumento.

O controlador 130M é um verdadeiro instrumento a estado de arte, com circuito impresso pneumático, que substitui tubulações discretas. O acesso ao controlador é feito através da parte lateral, retirando-se o instrumento da estante. Os instrumentos podem ser retirados parcialmente da estante. Pinos de trava impedem a retirada inadvertida do instrumento da estante. Destravando o pino, o instrumento pode ser retirado totalmente da estante, continuando o instrumento conectado à estante pelo cabo. O desligamento da estante é feito rapidamente através do desengate do cabo de ligação.

O princípio de funcionamento do controlador 130M é a balanço de forças. É um sistema robusto, preciso, pouco sensível a vibrações e choques. Os foles receptores são metálicos, duráveis e lineares.

A precisão das indicações de medição e ponto de ajuste é de ±0,5% da largura de faixa. A precisão da indicação da saída, feita na escala horizontal da estação manual de controle é de ±2% da largura da faixa.

1.4. Especificações Funcionais

As funções de controle, aplicáveis ao modelo 130M e aos outros modelos 130F e 130P, são as seguintes:

1. controle liga-desliga, 130M-N1,
2. controle proporcional, 130M-N2
3. controle proporcional+derivativo, 130M-N3,
4. controle proporcional + integral, 130M-N4,
5. controle P + I + D, 130M-N5

Os limites de ajustes dos controle são:

1. banda proporcional: 5 a 500%
2. ação integral: 0,01 a 50 minutos por repetição
3. ação derivativa: 0,01 a 50 minutos

A temperatura de trabalho é entre -20 a 65 ^{o}C.

A pressão de suprimento: equivalente a 140 a 155 kPa (20 e 22 psig).

Os s

inais de entrada e saída: 20 a 100 kPa.

O consumo de ar, em operação normal e automática e modos de controle PI: 0,5 Nm^3/h .

Em operação manual o consumo é de 1,0 Nm^3/h. A ação derivativa requer mais 0,1 Nm^3/h de ar comprimido.

A ação de controle é reversível, entre direta e inversa, por uma rotação de 90^{o} na chave seletora, colocada no interior do instrumento.

A unidade de transferência *Auto/Manual* é usada para controlar o processo de modo automático e manual, sem provocar distúrbios no processo na hora da

transferência e sem a necessidade de um balanço prévio entre a saída manual e a automática.

1.5. Especificações Físicas

Montagem: estante da série 102. Cada controlador ocupa uma posição de estante. O ângulo de montagem pode variar entre 0 e 75^{o}

A ligação à estante é feita por conectores pneumáticos e quando necessários, também por conectores elétricos.

A escala vertical mede 100 mm, possui marcação preta sobre plástico branco transparente. A escala horizontal, graduada de 0 a 100%, possui 20 divisões.

A plaqueta gravada é de plástico translúcido e pode receber 2 linhas de gravação, com o máximo de 17 caracteres e espaços por linha. Cada letra mede 2,5 mm de altura. O instrumento é construído de alumínio extrudado, reforçado com tampas e aço inoxidável. O acabamento das superfícies é em tinta acrílica Enamel®, cinza.

Dimensões aproximadas: 205 mm de altura, 70 mm de largura, 555 mm de profundidade.

Massa aproximada de 5 kg.

1.6. Características Opcionais e Especiais

Registro lateral, com gráfico de 5".

Conexão externa para o circuito de controle integral, para evitar sua saturação.

Lâmpadas de alarme e atuadores.

Modificação para controle tipo batelada. Só aplicável aos controladores que incluem a ação integral, suscetível de saturação: PI e PID.

Indicador de saída, em vez da estação manual de controle: modelo 131.

Controlador automático sem estação manual de controle: modelo 132.

Os sinais de entrada e de saída podem ser diferentes de 20 a 100 kPa.

O ângulo de montagem pode ser diferente de 0^{o}.

Quando não há alarme, a plaqueta de gravação pode ser opaca.

1.7. Componentes Básicos

Um controlador pneumático deve ser alimentado por um suprimento de ar comprimido, com pressão típica 140 kPa. O controlador deve receber o sinal padronizado proporcional à medição, gerar um sinal interno de referência proporcional ao ponto de ajuste ajustado e compará-los. Em função dessa diferença entre medição e ponto de ajuste, o controlador deve gerar um sinal automático, matematicamente dependente deste desvio, que vai atuar na válvula do processo de modo a eliminar ou diminuir o desvio. Os sinais de medição, ponto de ajuste, saída desejavelmente deve ser indicados no display frontal.

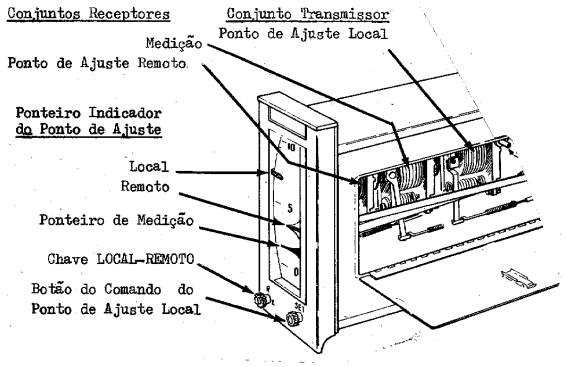


Fig. 5.4. Partes constituintes do controlador

Desse modo, o controlador da série 130 é composto das seguintes unidades:

1. a unidade de ponto de ajuste, que pode ser manual (130M), remota (130P) ou remota/local (130F).
2. a unidade de controle automático, que contem a ação proporcional (130M-N2) e as ações proporcional e integral (130M-N4).
3. a unidade de controle manual, que contem a chave seletora AUTO/MANUAL (exceto para o controlador modelo 131 e 132).
4. a unidade de balanceamento automático para a transferência A/M e M/A se processar sem distúrbio ao processo e sem balanço manual prévio.
5. a escala de indicação para a medição e ponto de ajuste.
6. a escala de indicação para o sinal de saída manual (exceto modelo 132).

7. quando o controlador possui a ação derivativa, a unidade derivativa, que atua diretamente no sinal de medição (apenas -N3 e -N5)

1.8. Unidade de Ponto de ajuste

O ponto de ajuste ou ponto de ajuste do controlador é indicado pelo respectivo ponteiro e é gerado internamente no controlador ou recebido de outro instrumento.

São disponíveis três versões de controladores, com diferentes manipulações do ponto de ajuste:

1. ponto de ajuste manual (interno).
2. ponto de ajuste remoto (externo).
3. ponto de ajuste remoto/local.

No controlador com ponto de ajuste manual, o sinal é gerado internamente por um conjunto de bico-palheta associado a um relé aspirador linearizador. Não é usado o relé amplificador convencional pois o sinal padrão 20 a 100 kPa gerado é para uso interno ao instrumento e não se necessita de grande volume de ar. Quando se gira o botão para se estabelecer o ponto de ajuste produzem-se dois efeitos:

1. posicionamento linear do ponteiro de referência
2. geração interna de um sinal padrão e com pequena capacidade de ar.

A unidade de ponto de ajuste recebe a alimentação de 140 kPa. O ajuste manual da chave altera diretamente a posição da palheta em relação ao bico. A posição relativa entre bico-palheta modula o sinal de saída da unidade. O sinal de saída do relé aspirador vai para o fole de realimentação negativa que mantém estável a posição da palheta. A saída da unidade de ponto de ajuste vai alimentar o fole de ponto de ajuste, localizado na unidade de controle automático.

Quando o controlador possui apenas ponto de ajuste remoto, o sinal padrão do ponto de ajuste é gerado externamente, por outro controlador, transdutor ou estação manual de controle. Neste controlador não há unidade de ponto de ajuste. O sinal pneumático padrão de 20 a 100 kPa, atua diretamente no fole de ponto de ajuste da unidade de controle automático. Simultaneamente e paralelamente, ele alimenta o fole receptor que posiciona o ponteiro de indicação do ponto de ajuste.

Finalmente, na versão combinada dos dois modos: ponto de ajuste local ou remoto, as duas funções são associadas:

1. há o conjunto bico-palheta, relé aspirador e fole de realimentação, para a geração do sinal interno local. O acionamento manual da chave posiciona o ponteiro do ponto de ajuste principal (local).
2. há o fole receptor do sinal externo, para a indicação do ponto de ajuste secundário (remoto). O sinal de ponto de ajuste remoto atua diretamente no fole de ponto de ajuste do conjunto da estação de controle automático.
3. há uma chave seletora, com duas posições, que recebe os dois sinais: ponto de ajuste localmente gerado e ponto de ajuste remoto. Sua saída é o sinal selecionado e indicado na chave: L ou R.

O segundo ponteiro de ponto de ajuste (remoto) é preto, de tamanho menor que os de medição e ponto de ajuste local. Também percorre a escala vertical, porém, está localizado do lado esquerdo, em oposição aos outros dois ponteiros.

Ambas as indicações de ponto de ajuste são atuantes, porém, internamente, apenas um sinal é manipulado na unidade de controle automático.

1.9. Unidade Derivativa

É claro que apenas o controlador que possui ação derivativa possui a unidade derivativa. Na maioria dos casos esta ação está associada às outras duas: proporcional e integral. Raramente ela vem associada apenas à ação proporcional.

Para se evitar que a alteração do ponto de ajuste seja modificada pela ação derivativa, a unidade derivativa é colocada diretamente para receber o sinal de medição. A ação derivativa, desse modo, só responde às alterações da medição da variável. Também, a unidade de controle automático responderá rapidamente às variações da medição de processos tipo batelada, sem o atrasos inerentes às unidades com ação derivativa no circuito de realimentação do controlador, após as ações integral e proporcional.

Durante as condições de regime, a unidade derivativa age como um receptor 1:1, sem afetar o controle. Quando ocorrer uma variação da medição, a fim de apressar a ação corretiva total do controlador.

O sinal de medição, que vai posicionar o ponteiro de medição do controlador, alimenta paralelamente o fole receptor da medição da unidade derivativa. O fole transmite uma força para atuar no conjunto bico-palheta. A unidade recebe a alimentação de ar comprimido, de 140 kPa, através do relé aspirador linearizador. A saída do relé é função da pressão do bico, do conjunto bico-palheta. A posição da palheta é função da medição da variável. A saída do relé aspirador é realimentada de volta à unidade derivativa, através de um fole simples e de um fole com restrição. O conjunto restrição-fole que desempenha a função matemática de derivada. Assim, a saída da unidade derivativa reflete a variação da medição mais a resposta derivativa da medição. O sinal de saída da unidade derivativa vai alimentar o fole de medição da unidade automática de controle central do controlador.

Matematicamente, quando a medição variar segundo uma rampa, a saída da unidade derivativa soma à essa variação tipo rampa uma componente tipo degrau (ideal). Na prática, como na natureza nunca há degrau perfeito, a ação derivativa acrescenta à rampa uma variação exponencial, próxima a um degrau.

Assim, analogamente ao circuito eletrônico, também com componentes pneumáticos se faz a derivação prática, fazendo-se a integração na realimentação do sinal, obtendo-se a função inversa da integral que é a derivada.

1.10. Unidade de Controle Automático

É a unidade principal do controlador.

O projeto da unidade de controle automático se baseia no clássico princípio de balanço de forças. A unidade é constituída de um disco circular e fluente, onde estão aplicadas quatro forças, exercidas através de quatro foles:

1. fole de medição, recebendo o sinal de medição já modificado pela ação derivativa, quando o controlador possui essa ação.
2. fole do ponto de ajuste, em oposição ao fole de medição. Recebe o sinal gerado localmente ou o sinal remoto, dependendo da seleção da chave REMOTO/LOCAL.
3. fole integral, que recebe o sinal de saída do controlador através de uma restrição. Ele realimenta positivamente o sinal de saída da unidade.
4. fole proporcional ou de realimentação negativa, recebe livremente o sinal de saída da unidade de controle automático. Sua força se opõe à força do fole integral.

Todas as forças exercidas pelos foles, multiplicadas pelas distancias ao fulcro de apoio, devem se anular, para manter o disco flutuante em equilíbrio estável. O disco flutuante age como a palheta, conjugada ao bico, para gerar o sinal. Esse conjunto, associado ao relé amplificador pneumático constitui o sistema de geração do sinal de saída do controlador. Diferentemente das unidades derivativa e de ponto de ajuste, que utilizam relé aspirador, a unidade de controle automático possui o relé amplificador, pois o sinal de saída da unidade é a própria saída do controlador, que irá atuar no elemento final de controle.

A posição relativa dos quatro foles determina o modo de ação do controlador ou a largura da banda proporcional:

1. quando o fulcro coincide com os pontos de contato dos foles proporcional e integral, as ações desses foles são nulas e o controlador age como liga-desliga. O resultado final é uma oscilação constante, pois qualquer alteração na medição ou no ponto de ajuste provoca um desequilíbrio, que não é mais restaurado. A restauração do equilíbrio seria feita pelos foles integral e proporcional, que realimentaria o sistema.
2. quando os foles de medição e de ponto de ajuste estão colocados externamente aos foles proporcional e integral e de modo que se tenha a relação matemática de
   b = 4a tem-se o controlador com banda proporcional de 25% (1/4 x 100%). O controlador fica muito sensível.
3. quando se colocam os foles de medição e de ponto de ajuste entre os foles proporcional e integral e de modo que as

distancias ao fulcro satisfaçam à relação matemática de a = 4b, tem-se o controlador com banda proporcional de 400%.

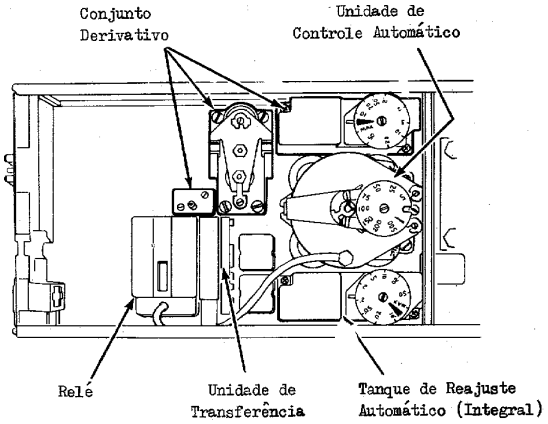


Fig. 5.5. Ações do controlador pneumático

1.11. Unidade de Controle Manual

A unidade ou estação de controle manual está acoplada ao controlador automático. No controlador pneumático, as estações automática e manual são separáveis. Quando se retira a estação automática, pode-se deixar a estação manual em operação de reserva. Quando se retira a estação manual, a estação automática permanece em operação normal.

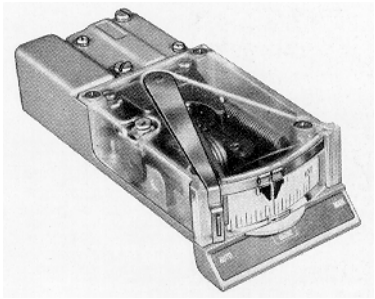


Fig. 5.6.Estação manual acoplada à estação automática de controle

Assim, a função da estação manual é a de substituir, em situações criticas, a estação automática. Exemplo de situação critica é a condição de retirada da estação automática. Mau funcionamento ou não funcionamento da estação automática, impossibilidade ou demora de obtenção de controle automático pelo controlador, são outros exemplos de situações que requerem o uso provisório da estação manual de controle.

A unidade de controle manual gera um sinal pneumático, padrão de 20 a 100 kPa, através da atuação manual (melhor seria dizer digital, pois utiliza-se o dedo) de uma chave apropriada. Desde que o controlador esteja com a chave selecionando o modo de operação manual, a saída do controlador é o próprio sinal gerado, que irá atuar o elemento final de controle.

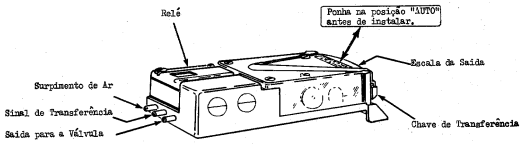


Fig. 5.7. Vista lateral da estação manual

Para facilitar a operação há a indicação do sinal de saída da estação manual em uma escala horizontal, graduada em 0 a 100%, com precisão de ±2,0% do fundo de escala. Há, também, dois ponteiros auxiliares para indicar os limites de abertura da válvula.

Próxima à chave de atuação da estação manual, há uma etiqueta para indicar qual a direção que faz a válvula abrir, também para facilitar a operação.

O melhor indicativo, porém, para se saber o resultado da atuação manual é a indicação da medição, apresentada na escala da estação automática. Ou seja, a ação manual é também uma ação de controle, cuja finalidade é levar a medição para um valor desejado, igual ao ponto de ajuste.

A unidade manual de controle, acoplada à unidade automática, é limitada em tamanho, precisão e flexibilidade.

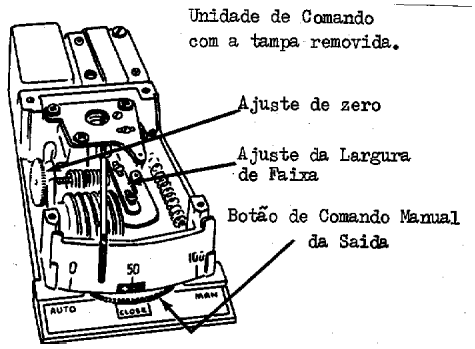


Fig. 5.8. Estação manual de controle

Por isso, foram desenvolvidos instrumentos especiais para prover a atuação manual no processo. São também chamadas estações manuais de controle, porém, sua apresentação é parecida com um controlador ou indicador da linha PCI-100. Também apresentam escala vertical, ocupam uma posição de estante. São a série 135.

Ainda sobre as possibilidades existentes para se aumentar a garantia do controle automático, proporcionando redundância de controle, é possível se ter um sistema constituído de dois controladores, para atuar em uma única malha de controle. Um dos controladores é considerado a estação manual do outro, embora ambos proporcionem controle automático. É o chamado sistema AUTO/MANUAL automático, ou manual removível. Sempre que se retira um instrumento, qualquer que seja, o outro entra automaticamente, assumindo o controle da malha.

1.12. Transferência Automática/Manual

A transferência entre os modos de operação de manual para automático e de automático para manual deve ser orientada para facilitar a eficiência da operação. A transferência entre os modos diferentes de operação não deve provocar distúrbio ao processo e deverá ser feita de um modo simples e rápido, não exigindo nenhum balanço manual preliminar.

Na prática, o controlador receptor pneumático da linha PCI-100 satisfaz a essas exigências. A operação de transferência A/M e M/A se processa por uma única operação: o movimento de transferência está localizada na parte superior da estação manual de controle. Na extremidade esquerda tem-se a posição AUTOMÁTICA e na extremidade direita tem-se o modo de controle MANUAL. Não existe nenhum indicador para balancear a saída manual com a saída automática, nem há ponteiros para serem igualados.

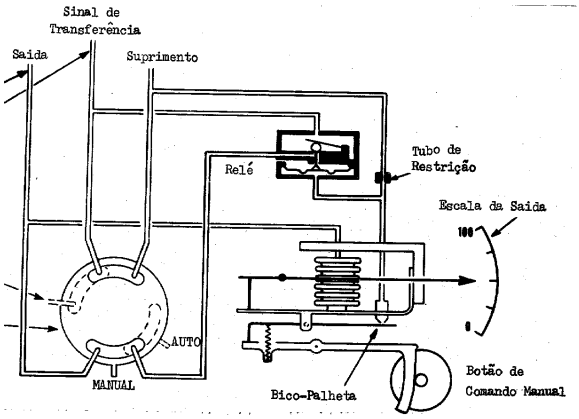


Fig. 5.9. Transferência auto-manual

Não há necessidade de se fazer o balanço entre a medição e o ponto de ajuste, na barra de transferência A/M, porque no interior do controlador há um sistema que faz tal balanço automaticamente.

O princípio de funcionamento dessa unidade de balanceamento automático é o seguinte: quando se passa de automático para manual:

1. quando se está em operação automática, a chave de transferência A/M está em automático. Nessa posição, a unidade de controle manual está desligada e o seu fole está com a pressão de saída da unidade automática. Embora não esteja atuante, a estação manual está sempre posicionada para fornecer um sinal igual ao sinal fornecido pela estação automática. Assim, na passagem de automático para manual, a estação manual começa a transmitir um sinal exatamente igual ao ultimo valor do sinal automático gerado. Mesmo que o operador não atue, o sinal fica grampeado neste ultimo valor do controle automático. Só haverá modificação nesse sinal da estação manual quando houver atuação manual na chave da estação manual de controle.

Na operação manual a saída do controlador é estabelecida pela estação manual e a estação automática fica desligada da saída do controlador. Porém, o circuito interno garante que a saída da unidade automática, mesmo não operante, irá acompanhar o valor da saída da estação manual, que nessa operação é a saída do controlador. Quando se retorna a operação de manual para automático, a estação automática começa a atuar, partindo de um sinal igual ao ultimo sinal fornecido pela estação manual. Se na transferência de manual para automático a medição está igual ao ponto de ajuste, a saída do controlador continua inalterada, pois não há nada a corrigir. Se, porém, na transferência de manual para automático há desvio entre medição e ponto de ajuste, o controlador começa a alterar o sinal de saída para eliminar o desvio sempre partindo do valor deixado pela unidade manual.

1.13. Instruções para Especificação

1. Numero do modelo ou definição de:
ponto de ajuste: local, remoto, remoto/local,
ações de controle: P, PI PID,
uso de estação manual convencional,
uso de indicador de saída ou da estação manual,
sem estação manual e sem indicação,
estação automática com controlador cego remoto
2. Sinais de entrada e de saída
3. Faixa da escala de indicação
4. Ação do controlador: direta ou inversa
5. Dados para a plaqueta gravada
6. Opções extras:
modificação para batelada,
conexão externa para o fole integral,
posição de montagem não horizontal
registro lateral
alarme, com atuadores e lâmpadas
7. Identificação e aplicação
8. Necessidade ou disponibilidade de estante
Necessidade ou disponibilidade de cabo

1.14. Montagem Modular

A montagem do controlador próximo ao processo é vantajosa porque os atrasos na resposta dos sinais são mínimos. A montagem do controlador na sala de controle facilita a operação. Foi desenvolvido um sistema que concilia essas vantagens. São disponíveis controladores cegos, com os circuitos de controles, que podem ser montados no campo, próximos ao processo e interligados a estações de leitura e de ajustes, montados na sala de controle. Para interligar esses instrumentos é usada uma configuração que envolve quatro tubos:

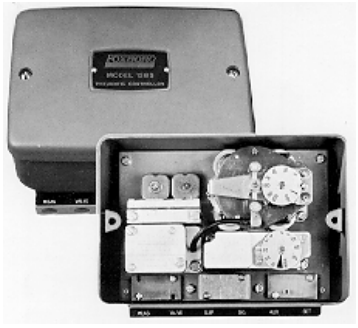
1. tubo da medição, que leva o sinal do transmissor para a indicação na estação do painel e para o controle no controlador do campo.
2. tubo para o sinal do ponto de ajuste, estabelecido na estação do painel e usado no controlador do campo.
3. tubo para o sinal de saída do controlador do campo, que vai para a válvula de controle e vai para a estação do painel, para indicação
4. tubo para o sinal de comando das chaves, que possibilita a atuação manual do painel de controle. Quando a válvula de controle é atuada pelo sinal manual, a saída do controlador de campo é bloqueada

Estação de leitura no painel, modelo 130D

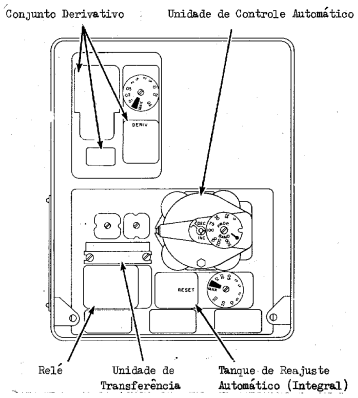
A estação de leitura, Foxboro modelo 130MD, prove as indicações da medição, do ponto de ajuste, do sinal da válvula. Ela gera internamente o ponto de ajuste e possui a estação de controle, onde também é gerado o sinal para atuação manual na válvula de controle. Ela não possui os circuitos do controle automático. A estação 130MD é apropriada para ser usada em conjunto com o controlador cego, modelo 138, onde estão localizados os circuitos do controle automático.

As diferenças básicas entre a estação de controle 130M e o modelo 130MD são:

1. a estação 130MD não possui unidade de controle automático
2. a unidade de ponto de ajuste possui o relé amplificador, na unidade 130MD, pois o sinal gerado deve ser usado remotamente, no controlador de campo. Como visto, a estação 130M convencional possui um relé aspirador com pequena capacidade de ar na unidade de ponto de ajuste, pois o sinal é para uso local.



(a) Tampa e circuitos do controlador



(b) Componentes básicos do controlador

Fig. 5.10. Controlador cego, série 138

Porém, sob o ponto de vista do operador, nada muda, pois através da estação de controle modelo 130MD:

1. operador estabelece o ponto de ajuste
2. operador transfere de automático para manual e atua diretamente no processo. Embora o sinal de atuação manual vá para a válvula de processo, deve haver um comando para o controlador do campo bloquear sua saída. Por isso, quando há transferência entre automático e manual, deve haver um sinal lógico para orientar o controlador do campo.

Controlador cego, montado no campo

Raramente se tem um controlador cego, pois o controle pressupõe medição, comparação, atuação e realimentação pelo processo. Porém, o controlador pneumático, modelo 138, é cego, não tendo indicação nenhuma. A malha de controle, contudo, possui indicação. A indicação é provida pela estação do painel. O circuito de controle está no campo, próximo ao processo.

O controlador modelo 138 é um controlador com todos os circuitos do controlador de painel, modelo 130M, porém é montado no campo.

Como o local de montagem é o campo, o controlador deve satisfazer as exigências de prova de tempo, vedação à poeira. Ou seja, deve se comportar como um transmissor de campo, quanto à classificação mecânica do invólucro, tipicamente classificado conforme NEMA3 ou IEC IP 53.

Há duas versões do controlador modelo 138:

1. caixa pequena, modelo 138S. É mais econômica, cerca de 20%, que o outro modelo. Porém, só é disponível com a ação proporcional pura ou proporcional mais integral.
2. caixa grande, modelo 138L. Pouco mais cara, porém, possui maior opção de ação de controle: proporcional, proporcional mais derivativa, proporcional mais integral, proporcional mais integral mais derivativa. Opcionalmente, o modelo de caixa grande pode receber a chave batelada.

Quando requerido, o controlador modelo 138 pode ser montado em armário.

Funcionalmente, um controlador modelo 130M-N4 é equivalente ao conjunto de uma estação 130MD e um controlador modelo 138SP-4 ou 138LP-4.

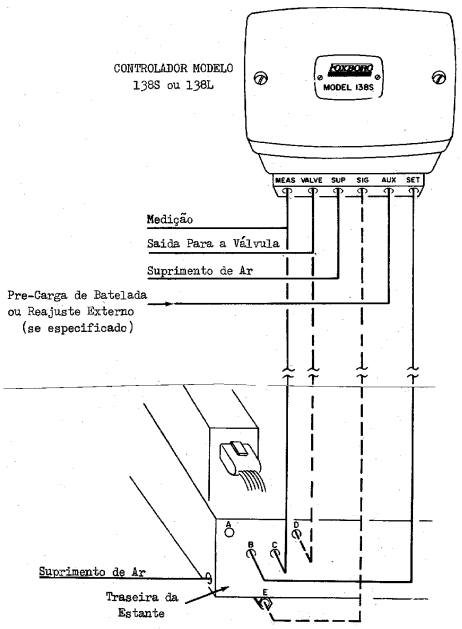


Fig. 5.11. Ligações na montagem modular: controlador 138 + estação 130 MD

2. Controlador Pneumático de Campo

2.1. Características Gerais

O controlador pneumático modelo 43 AP indica e controla as variáveis de processo, usando os elementos sensores mecânicos, ligados diretamente ao processo. As variáveis mais comuns são: pressão, temperatura e vazão.

O controlador detecta continuamente a diferença entre o ponto de ajuste e a variável medida. A saída do controlador é o sinal padrão pneumático e é uma relação matemática dessa diferença e pode haver um dos seguintes modos de controle:

1. liga-desliga,
2. proporcional,
3. proporcional mais derivativo,
4. proporcional mais integral (o mais usado),
5. proporcional mais integral mais derivativo,
6. liga-desliga com intervalo diferencial,
7. desligamento automático.

O circuito de controle fica no interior de uma caixa de poliéster moldado com reforço de fibra de vidro, sendo extremamente durável e resistente à maioria das atmosferas de processo industrial. A caixa possui uma porta, que abre em torno de dobradiças, tipo piano, com uma janela de policarbonato transparente, na altura da escala de indicação. No interior da caixa há uma placa de aço, que se comporta como o chassis do controlador e onde são montados rigidamente todos os componentes.

As partes constituintes do controlador são:

1. sistema de indicação,
2. a unidade de controle automático,
3. sistema automático-manual,
4. ponto de ajuste remoto opcional,
5. o elemento sensor.

Fig. 5.12. Controlador pneumático 43AP

2.2. Indicação

As indicações da variável medida e do ponto de ajuste são feitas em uma escala horizontal, levemente encurvada, localizada na parte frontal superior do instrumento. A parte efetiva da escala mede cerca de 152 mm. O ponteiro de indicação da medição é totalmente visível pela frente e faz a medição pela parte de baixo da escala. O ponteiro do ponto de ajuste é uma seta, dirigida para baixo e é encaixado na parte superior da escala. A escala é graduada com números pretos sobre um fundo branco. Obviamente ela é função da faixa calibrada da variável sob controle.

No canto direito da escala há um pequeno indicador de pressão, para indicar o sinal pneumático de saída, com diâmetro de 38 mm.

O ponteiro de indicação da variável está diretamente acoplado ao elemento sensor. Geralmente, o próprio torque do elemento posiciona o ponteiro.

A chave para ajustar o ponto de ajuste é acessível quando se abre a porta do instrumento. Opcionalmente, pode se ter uma chave externa. Quando se posiciona o ponto de ajuste, simultaneamente se atua no sistema de detecção de erro entre medição e ponto de ajuste. Há uma resultante entre a atuação da medição e do ponto de ajuste, que atua no sistema bico-palheta-relé pneumático através de elos mecânicos e alavancas. O sinal do erro monitora a distancia entre o bico e a palheta. A distancia variável entre o bico e a palheta gera o sinal de saída do controlador, que vai atuar a válvula de controle. Além de atuar no processo, o sinal de saída do controlador é realimentado para o seu interior através de circuitos pneumáticos, envolvendo foles, restrições e tanques de volume, para desempenhar as ações matemáticas de controle, tipo integral, derivativa e proporcional.

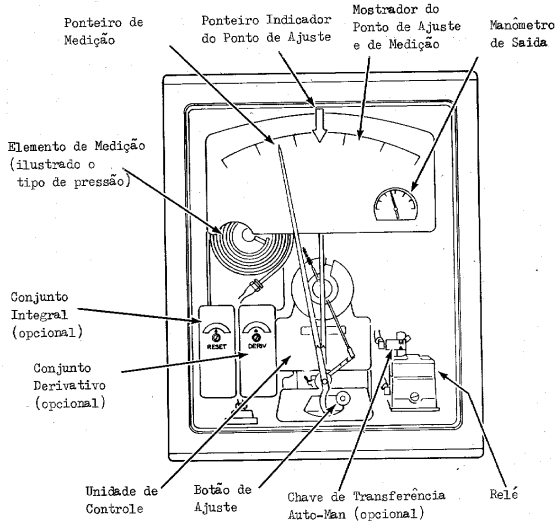

Ponteiro de Medição
Ponteiro Indicador do Ponto de Ajuste
Mostrador do Ponto de Ajuste e de Medição
Manômetro de Saída
Elemento de Medição (ilustrado o tipo de pressão)
Conjunto Integral (opcional)
Conjunto Derivativo (opcional)
Unidade de Controle
Botão de Ajuste
Chave de Transferência Auto-Man (opcional)
Relé

Fig. 5.13. Componentes básicos do controlador

2.3. Controle Liga-Desliga

O controlador pneumático modelo 43AP, com ação de controle liga-desliga, possui o elemento sensor da variável que se opõe ao mecanismo de ponto de ajuste. O erro resultante entre as duas atuações, vai ser aplicado a uma alavanca, que está alterando diretamente a posição relativa entre o bico e a palheta. O sistema bico-palheta é alimentado pela pressão de suprimento, através de um relé amplificador pneumático. A posição entre o bico e a palheta determina a saída do relé. Não há alimentação negativa do sinal de saída do controlador para o seu interior. Por isso o sistema é instável: sua saída só assume dois valores:

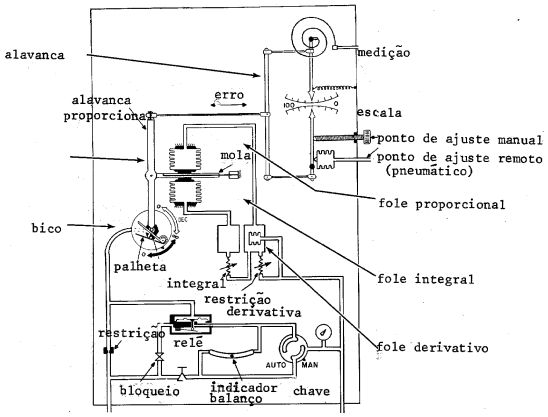


Fig. 5.14. Esquema simplificado do controlador

1. saída igual à pressão de alimentação, por exemplo, quando medição está acima do ponto de ajuste:
2. saída igual à zero no mesmo exemplo, quando a medição está abaixo do ponto de ajuste.

2.4. Controle com Intervalo Diferencial

O controle com intervalo diferencial é também chamado de controle liga-desliga com zona intermediária neutra. Como no controle liga-desliga convencional, a saída do controlador só pode assumir os dois valores extremos: ou igual à pressão de suprimento de ar comprimido ou zero.

A diferença é que se acrescenta ao circuito do controlador liga-desliga uma realimentação positiva, através de um fole pneumático, em oposição a uma mola. A realimentação positiva é feita logo na saída do bico e não na saída do relé amplificador, para diminuir a inércia de resposta e fazer a ação mais rápida. Essa realimentação positiva que é responsável pela retenção entre os limites do intervalo.

Por exemplo, com o ajuste correto do intervalo, a medição sobe, entra no intervalo e o controlador só vai mudar de estado quando a medição atingir o ponto máximo do intervalo. Como há inércia, a medição ultrapassa um pouco o valor máximo e

começa a cair. A saída do controlador inverte o valor e permanecerá nesse valor até a medição atingir o extremo inferior do intervalo.

No controlador liga-desliga convencional só havia um ponto para atuar o controlador, fazendo sua saída mudar de estado, de 0 para 1. Toda vez que a medição passava pelo ponto de ajuste, a saída do controlador era mudada.

No controlador com intervalo diferencial há dois pontos de atuação, separados por um intervalo diferencial. Entre os dois pontos o controlador não muda sua saída.

Em relação ao controle liga-desliga clássico, o controle com intervalo diferencial apresenta as seguintes diferenças:

1. a freqüência de oscilação do controle com intervalo é menor que a do controle liga-desliga, o que é uma vantagem, pois o elemento final é menos solicitado.

2. o intervalo de oscilação da medição do controle com intervalo é maior que a amplitude do oscilação do controle liga-desliga, o que é uma desvantagem, pois a medição se desvia mais do ponto de ajuste desejado.

2.5. Controle Proporcional

O controle proporcional possui os mecanismo de detecção da medição, a geração do ponto de ajuste e a comparação desses dois sinais. O sinal de erro entre a medição e o ponto de ajuste age mecanicamente na alavanca proporcional, fazendo-a girar em torno de um fulcro. O movimento da alavanca posiciona o conjunto bico-palheta. O sinal de pressão do bico é amplificado pelo relé pneumático e constitui a saída do controlador. A saída do controlador vai atuar na válvula do processo, para diminuir o erro entre a medição e o ponto de ajuste. Ao mesmo tempo, a saída do controlador é realimentada negativamente para o interior do controlador, através de um fole em oposição a uma melo. A realimentação é negativa, pois quando o desvio aumenta, afastando a palheta do bico, a pressão do fole proporcional, realimentado negativamente, atua no sentido de aproximar a palheta do bico.

No controlador proporcional puro, a saída é diretamente proporcional ao desvio entre a medição e o ponto de ajuste. Uma variação na medição faz a ação proporcional atuar e modificar a posição de abertura continua da válvula de controle. Consequentemente, a medição deve variar acima ou abaixo do ponto de ajuste, para resultar num desvio permanente, entre a medição e o ponto de ajuste.

Assim, para uma determinada condição de processo, há apenas uma única saída pneumática do controlador quando a medição corresponde ao ponto de ajuste. Em qualquer outro sinal de saída, haverá desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste.

Quanto maior a banda proporcional, maior é o desvio. Um modo para diminuir o desvio permanente é estreitar a banda proporcional do controlador. Porém, é impossível eliminar o desvio permanente, pois para isso seria necessário colocar a banda proporcional igual a zero e esse controlador é exatamente o controlador liga-desliga, com saída instável.

2.6. Controle Proporcional + Integral

O controlador pneumático, ligado diretamente ao processo, contendo as duas ações de controle proporcional mais integral é o mais usado na prática O controlador proporcional mais integral tem basicamente o mesmo circuito do controlador proporcional puro, quando se substitui a mola de oposição ao fole proporcional por um circuito integral, constituído de um fole, restrição e tanque capacitivo.

No controlador proporcional mais integral, a saída do controlador que vai atuar a válvula de controle, é realimentado ao interior do controlador do seguinte modo:

1. realimentação direta ao fole de realimentação negativa, chamado também de fole proporcional.

2. realimentação ao fole integral, através de uma restrição e um tanque integral. Essa realimentação é positiva.

O objetivo da ação integral é eliminar o desvio permanente, deixado quando se tem apenas a ação proporcional. A ação integral faz a saída do controlador variar até que a medição fique igual ao ponto de ajuste.

O funcionamento do controlador proporcional mais integral é o seguinte:

1. suponha-se o processo estável, com a medição igual ao ponto de ajuste, a saída do controlador está constante, o circuito interno está em equilíbrio.

2. quanto há algum distúrbio no processo, de modo que a medição se afasta do ponto de ajuste (ou que o ponto de ajuste se afasta da medição), há um desequilíbrio no circuito interno do controlador.

3. o erro entre medição e ponto de ajuste altera a distancia relativa entre o bico e a palheta. A alteração entre bico-palheta faz a saída do controlador variar.

4. instantaneamente, a saída do controlador é realimentada ao fole proporcional, de modo que instantaneamente a ação proporcional atua.

5. a ação integral começa a atuar, atrasada da ação proporcional, por causa da restrição e do tanque capacitivo. Porém, com o tempo a pressão do fole integral vai se igualar à pressão do fole proporcional, até restaurar o equilíbrio interno e eliminando o desvio entre a medição e o ponto de ajuste.

O ajuste da restrição é que determina o valor da ação integral. Quando se restringe muito a realimentação integral, diminui a ação integral e o controlador leva muito tempo para restabelecer o equilíbrio. No caso extremo, quando se fecha completamente a restrição, o controlador fica sem a ação integral, resumindo-se em um controlador proporcional puro, incapaz de tornar a medição igual ao ponto de ajuste.

Quando se abre muito a restrição, aumenta-se a ação integral do controlador, fazendo-se mais rapidamente, eliminado o desvio permanente. No caso extremo, quando se abre totalmente a restrição, a realimentação do fole integral anula imediatamente a realimentação do fole proporcional. Ou seja, não há realimentação, o controlador fica instável, pós na realidade é um controlador liga-desliga.

2.7. Controle Proporcional Integral Derivativo

A ação derivativa é geralmente associada às outras duas ações, proporcional e integral. Raramente é usado apenas com o modo proporcional.

A ação derivativa envolve também o uso de uma restrição ajustável e um tanque capacitivo. O circuito derivativo é colocado na linha de realimentação negativa, que vai para o fole proporcional.

O funcionamento agora é o seguinte:

1. o processo está balanceado, a saída do controlador está constante, a medição está igual ao ponto de ajuste.
2. quando houver uma variação da medição ou do ponto de ajuste, o controlador sente a variação e modifica sua saída, a fim de eliminar o desvio.
3. como agora há restrição nas duas realimentações, instantaneamente não há realimentação e o controlador atua como liga-desliga, com alto ganho e alta sensibilidade.
4. quando há variação é muito brusca, o pequeno fole pneumático no interior do tanque derivativo faz o controlador responder rapidamente, por causa da realimentação negativa ao fole proporcional.
5. como há um atraso na realimentação negativa, o resultado final é como se houvesse um adiantamento no tampo de resposta e esse efeito é estabelecido pela ação derivativa.
6. a ação derivativa não discrimina nem toma nenhuma atitude corretiva para desvios lentos ou para o desvio permanente. A ação integral ainda continua responsável pela eliminação do desvio entre medição e ponto de ajuste.
7. com o passar do tempo, desde que os ajustes não levem o controlador para a instabilidade, o sistema se equilibra de novo, com a medição igual ao ponto de ajuste.

2.8. Sistema Automático-Manual

No controlador pneumático, conectado diretamente ao processo, o sistema de transferência e operação automático-manual é opcional e é fornecido apenas quando requerido e especificado. No modelo 43 AP, o sistema automático-manual consiste de uma válvula reguladora de pressão e uma seletora de duas posições, com um indicador de balanço. Qualquer diferença entre a saída do regulador de pressão manual e a saída do relé de controle automático é detectada pelo indicador de

balanço. Quando as duas saídas são igualadas, pode-se fazer a transferência entre automático para manual, que não haverá distúrbio no processo. Uma válvula de bloqueio é incorporada ao circuito, para permitir a atuação manual no processo, enquanto o controlador automático e o relé amplificador estão sendo consertados.

A chave de transferência automático-manual tem duas posições. Na posição manual, a linha do bico do controlador automático está selada. Isso faz a saída aumentar até a pressão de suprimento. Através de uma estação reguladora de pressão, também opcional, pode-se manipular a saída do controlador para qualquer valor.

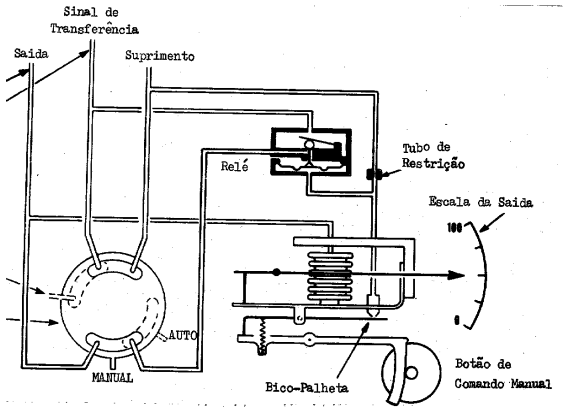


Fig. 5.15. Circuito transferência auto-manual

2.9. Controlador com desligamento automático

Um controlador de desligamento automático tem aplicação para alarme ou desligamento de um processo, quando a medição de uma variável critica atinge determinado valor pré estabelecido. Esse instrumento é basicamente um controlador liga-desliga com uma unidade adicional de desligamento. Quando a medição atinge um determinado valor, a saída do controlador assume o valor extremo, de zero para suprimento ou de suprimento para zero. A saída permanece nesse valor final, mesmo se a medição recuperou um valor seguro. Para rearmar o sistema, deve-se pressionar o botão de PARTIDA. Quando se aperta o botão, a ação normal do controlador fica restabelecida, até que a medição atinja novamente o ponto de desligamento.

2.10. Controlador com ponto de ajuste remoto

O controlador pneumático modelo 43AP pode ser fornecido com a opção extra de ponto de ajuste pneumático, recebido externamente de outro instrumento.

Para isso, o mecanismo de ponto de ajuste local manual é eliminado e substituído por um fole receptor. O fole pneumático recebe o sinal padrão e executa duas funções independentes:

1. atua diretamente no ponteiro de ponto de ajuste, para a indicação.
2. como o ponteiro está acoplado ao mecanismo de detecção de erro entre medição e ponto de ajuste, ele atuará na unidade de detecção e transmissão do erro para o conjunto bico-palheta.

Todo o resto do circuito é idêntico ao do controlador convencional.

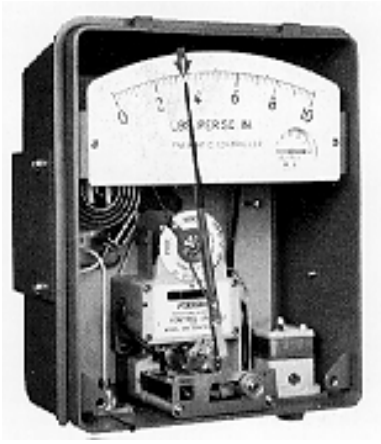


Fig. 5.16. Controlador pneumático 43 AP

A aplicação mais usada para essa versão de controlador com ponto de ajuste pneumático remoto é em sistema de controle em cascata, onde o ponto de ajuste do controlador secundário é estabelecido pela saída do controlador primário.

2.11. Sintonia do Controlador

Vários ajustes de calibração podem ser feitos no controlador, para garantir a máxima precisão de suas indicações da medição e do ponto de ajuste e também para assegurar que sua ação corretiva proporciona ao processo uma operação estável.

Através de ajuste dos elos mecânicos pode-se conseguir a calibração da faixa de medição da variável e também do ponto de ajuste do controlador. Essa calibração pode ser feita em bancada, simulando-se a variável do processo e comparando a indicação do controlador com uma indicação de referência.

Os ajustes dos parâmetros das ações de controle constituem sua sintonia. A operação de sintonia normalmente é uma operação dinâmica, que deve ser feita com o controlador de sintonia normalmente é uma operação dinâmica, que deve ser feita com o controlador em linha e em operação, pois os ajustes são função das características do processo sob controle.

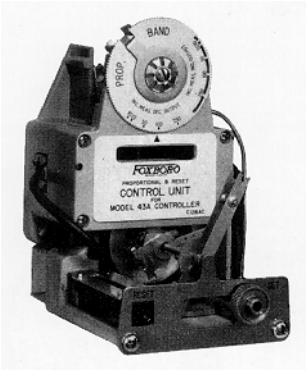


Fig. 5.17. Circuitos de controle do 43 AP

O controlador com três modos de controle possui os seguintes ajustes:

1. **banda proporcional**, com ajustes entre 4 a 400%. A banda proporcional está relacionada com a sensitividade do controlador: banda proporcional larga significa controlador pouco sensível, processo estável, possibilidade de grande desvio permanente. O controlador com banda proporcional estreita é muito sensível, diminui o desvio permanente entre medição e ponto de ajuste porém pode levar o processo para a instabilidade. A banda proporcional é determinada pelo ângulo entre a alavanca proporcional e a barra da palheta. O conjunto bico-palheta é montado no mesmo eixo do dial proporcional. A rotação do dial estabelece a largura da banda proporcional. Quando a alavanca está paralela à palheta, tem-se largura zero e controlador liga-desliga. No outro extremo, quando a palheta está perpendicular à alavanca a banda proporcional é infinita, não havendo variação na saída do controlador. A posição do dial da banda proporcional determina a ação direta ou inversa do controlador. A parte branca do dial é ação inversa: medição aumenta, saída do controlador diminui. Na parte preta tem-se a ação direta: medição aumenta e provoca aumento da saída do controlador.
2. **ação integral** é expressa em tempo por repetição e o controlador modelo 43AP pode ser calibrado entre 0,01 a 50 minutos por repetição. No controlador ela é estabelecida através da rotação do dial correspondente e funcionalmente significa alterar o valor da restrição, fechando-a ou abrindo-a mais.
3. **ação derivativa** é dada em minutos, podendo assumir valores entre 0,05 a 50 minutos. A indicação do valor da ação derivativa ajustada no controlador é feita através de um dial. Girando-se o dial varia a restrição do circuito derivativo.

Quando o controlador possui opções extras, como unidade batelada, para evitar a saturação da saída do controlador com ação integral durante as paradas, são necessários ajustes adicionais. A chave batelada possui os ajustes do ponto de atuação (*trip*) da unidade batelada e do ponto de pré-carga (*preload*).

2.12. Elemento Sensor

O controlador pneumático conectado diretamente ao processo pode ser usado para controlador pressão absoluta, pressão manométrica, temperatura e pressão diferencial, associada a nível e a vazão.

Obviamente, cada variável exige um elemento sensor correspondente.

Para a medição de pressão, são disponíveis elementos sensores de vários tipos:

1. diafragma de 50 e 75 mm
2. fole pneumático
3. fole receptor
4. espiral
5. helicoidal,
6. fole absoluto

A esses tipos de elementos podem ser associados vários materiais de construção: latão, aço inoxidável 416, bronze, ligas de Cu-Ni-Mn, Be-Cu, Ni-Span, Monel®.

Essa associação permite a medição de pressão tão pequenas quanto 13 kPa absoluto até pressões elevadas como 200 MPa.

Para a medição de temperatura, o elemento sensor é o bulbo com enchimento termal, nas classes

1. IA (liquido com compensação total),
2. IB (liquido com compensação na caixa),
3. IIA (liquido volátil para temperatura acima da temperatura ambiente),
4. IIB (liquido volátil para medição de temperatura só abaixo da temperatura ambiente),
5. IIIB (gás, com compensação parcial da caixa).

Para a medição de vazão e de nível, a pressão diferencial e sem o uso do transmissor d/p cell, usa-se principalmente a cápsula diafragma, modelo 37, para a medição de faixa entre 5 kPa, com pressão estática até 14 MPa.

Fig. 5.18. Sensores de pressão

2.13. Instruções para Especificação

1. numero do modelo
2. características do elemento sensor
3. escala de indicação da medição e ponto de ajuste
4. ações de controle
5. sinal de saída
6. montagem
7. opções extras: chave de transferência, alarme elétrico, chave batelada, conjunto filtro regulador, ponto de ajuste remoto, conexão externa ao fole integral, chave externa do ponto de ajuste, operação com gás em vez de ar comprimido, acabamento especial e outras sob consulta
8. identificação e aplicação

3. Controlador SPEC 200

3.1. Descrição e Funções

A estação de controle automático fornece a interface para a interação normal do operador com a malha de controle, de modo automático ou manual.

A estação indica os valores da medição (ponteiro vermelho) e ponto de ajuste (ponteiro preto e branco) em uma escala de 100 mm de altura, vertical, intercambiável com a escala do indicador ou estação manual. A precisão dessas indicações é de 0,5% da largura de faixa. Há indicação também do sinal de saída, em uma escala horizontal, com precisão de 2,5% da largura de faixa.

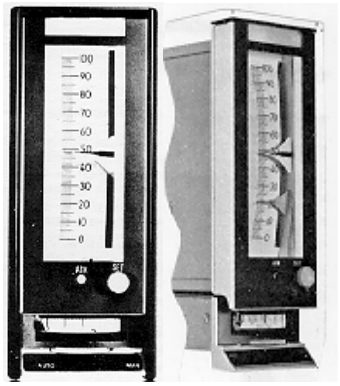


Fig. 5.19. Estação de controle automático

Na parte frontal, a estação de controle possui a chave de transferência de duas posições AUTOMÁTICO ou MANUAL, que fornece a transferência sem necessidade de balanço e sem provocar descontinuidade ao processo. Logo abaixo dessa chave há o botão de comando manual, que gera um sinal de 0 a 10 V cc, em duas velocidades distintas. Há uma seta indicando o sentido de abertura ou fechamento da válvula de controle, bem como dois índices de memória para indicar os limites de trabalho do operador final.

Quando a estação é do modelo com ponto de ajuste manual, há um botão, na parte frontal da estação, para prover o seu ajuste. Quando a estação tem ponto de ajuste ou manual ou remoto, além desse botão de ajuste manual, há uma chave seletora com duas posiçÕes REMOTO/LOCAL. Opcionalmente, pode haver lâmpadas de alarmes, colocadas na parte superior da estação. Nesse caso há um pequeno botão de reconhecimento e teste do alarme, entre os dois botões ajuste manual e seleção R/L. Quando não há alarme é possível se encontrar o furo, porém com uma tampinha plástica. A identificação da estação é feita no visor, na parte superior e frontal.

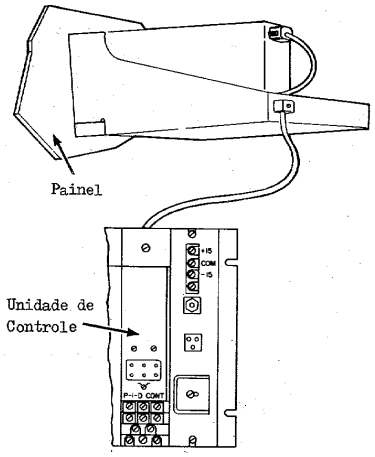


Fig. 5.20. Estação de controle ligada ao armário

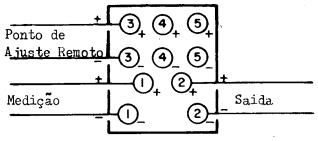


Fig. 5.21. Bloco terminal no módulo de controle

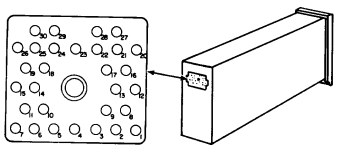


Fig. 5.22. Estação com tomada para o cabo

A estação de controle automático é montada na estante do painel de leitura. Cada estação ocupa um espaço de estante. É ligada à estante através de um cabo padrão, com 42 polegadas de comprimento, preso à estante por uma braçadeira e com a tomada fixa à parede da estante por 4 parafusos. Esse conjunto de ligação é igual, tanto para o indicador, registrador, estação manual ou estação automática.

A estação de controle automático é ligada à área do armário ao módulo de controle, por um cabo padrão, de tamanho variável, 2AK.

Normalmente a estação é ligado ao módulo padrão 2AC. Porém, quando há características especiais, p.ex., sistema auto-seletor, a estação de controle deve ser ligada também a um módulo especial, p.ex., 2AC-R3. Ainda, quando há opções extras para a estação de controle, p.ex., indicação do estado AUTO/MANUAL, ajuste externo do modo AUTO/MANUAL, as estações exigem também um módulo de distribuição de sinais com acesso à função de controle (2AX+DFA). Nesse caso, a estação de controle recebe alimentação das duas áreas painel de leitura e armário. Finalmente, em casos extremos pode se exigir o uso de módulo especial de controle, p.ex., 2AC+R3 e módulo de distribuição especial, p.ex., 2AX+DFC.

Os fusíveis, disponíveis no módulo de controle protegem o sistema SPEC200 de curto circuito eventualmente provocados pela estação de controle e sua fiação.

Geralmente a sintonia dos circuitos eletrônicos, ajustes de calibração são encontráveis e feitos no cartão de controle. A estação de controle é uma caixa vazia, apenas com o circuito de indicação e com as chaves de monitorização do operador. Nessa configuração o operador não tem aos circuitos de sintonia e ajustes de zero, faixa, limites de saída. Apenas estabelece o ponto de ajuste, aciona manualmente o elemento final de controle. Quando essa situação não é desejável, pode-se ter os circuitos eletrônicos e de alarme na própria estação de controle. Nesse caso, os cartões de controle são diferentes e não possuem nenhum ajuste em sua parte frontal. São os cartões 2AX+T.

3.2. Instruções para Especificação

1. Modelo ou descrição da função básica manual, remoto, R/L
2. Escala faixa, uniforme ou SQ.RT.
3. Identificação (tag)

4. Plaqueta gravada máximo 2 linhas, 17 letras-espaços por linha
5. Componente de ligação do armário, 2AC
6. Estante de montagem 1 posição
7. Cabo de ligação entre painel-armário 2AK (determinar o comprimento em metros)
8. Cabo, braçadeira, parafusos para ligação com estante.
9. Opções extras disponíveis

3.2. Instruções para Especificação

1. Modelo ou descrição da função básica manual, remoto, R/L
2. Escala faixa, uniforme ou SQ.RT.
3. Identificação (tag)
4. Plaqueta gravada máximo 2 linhas, 17 letras-espaços por linha
5. Componente de ligação do armário, 2AC
6. Estante de montagem 1 posição
7. Cabo de ligação entre painel-armário 2AK (determinar o comprimento em metros)
8. Cabo, braçadeira, parafusos para ligação com estante.
9. Opções extras disponíveis

3.3. Especificações Normais

Estação	Modelo	Indicações
Ponto de ajuste manual	230SM	M, SP, S
Cascata simples	230W	SP(1,2),M1,M2,S
Relação	230SZ	M, r, SP, S
Ponto de ajuste remoto	230SE	M, SP, S
Ponto de ajuste R/L	230SF	M,SPL,SPR,S

Legenda (*)

M - medição
SP - ponto de ajuste
S - saída
L - local
M1 - medição primaria
M2 - medição secundaria

6

Controlador Digital

1. Introdução

O uso de um computador para calcular o valor desejado de uma saída do processo, seu valor atual e depois computar um sinal de correção tem muitas vantagens, como:

1. Computador não sobre dos efeitos de desvio (drift) a longo prazo, que os circuitos analógicos tem
2. Mudanças de constantes podem ser feitas facilmente sem a necessidade da mudança física real do circuito, pois estas mudanças podem ser feitas pelo próprio computador.
3. A qualidade do controle melhora, quando o computador aprende o processo.
4. O tipo de controle pode ser radicalmente alterado, simplesmente carregando um novo programa. Nenhuma variação de equipamento (hardware) é necessária para uma reconfiguração radical.
5. Compensação para atrasos de grande tempo morto ou o uso de controle preditivo antecipatório requer muitos cálculos, que podem ser implementados diretamente pelo computador.
6. Guarde de registros, controle estatístico de processo e integração total da planta pelo computador requer que ele tenha acesso aos resultados do processo, o que é facilmente feito pois estes processos estão sob o controle do computador.

2. Esquemas de Controle Digital

A primeira tentativa de usar o controle de processo com computador foi o então chamado controle supervisório. O controlador ainda era analógico, porém um computador digital tinha acesso à variável de processo e estabelecia o ponto de ajuste do controlador. Esta técnica tinha apenas algumas vantagens do controle a computador. O controle voltava para o controlador analógico, se o computador falhasse.

O desempenho do controle possuía ainda todas as restrições inerentes às limitações do controlador analógico. Ainda não havia as vantagens de auto-sintonia, autodiagnóstico, reconfiguração radical, compensação de tempo morto e controle preditivo antecipatório.

Assim que se fica preparado para confiar no desempenho do computador, o controlador analógico pode ser removido e sua tarefa é transferida para o computador. No controle digital direto, o controlador analógico é eliminado. As variáveis de processo entram diretamente no computador, vindas dos transmissores e sensores. O algoritmo de controle é desenvolvido no próprio computador, que envia o sinal diretamente para os atuadores. Nesta configuração, algumas centenas de malhas podem ser controladas por um único computador compartilhado entre elas.

O controle digital direto tem o potencial de realizar todos os benefícios do controle a computador, mas tem um problema muito sério: um único equipamento é responsável pelo controle de toda a planta. Quando o computador pára ou trava, todas as malhas de controle vão para a condição de malha aberta (manual). É pouco confiável.

Para resolver este problema, usam-se dois computadores, o reserva monitorando e verificando o desempenho do principal. Quando houver a falha no principal, o reserva assume automaticamente o controle, sem distúrbio para o processo controlado. Porém, isso aumenta muito o custo do equipamento e requer programa mais complicado. O sistema reserva custa muito mais que os controladores analógicos que ele substitui.

Para ser econômico, um único computador deve controlar várias malhas. Para atender todas as malhas, duas a quatro vezes por tempo de subida, o computador deve ser extremamente rápido. O computador deve também cuidar de outros alarmes, display, comunicação, auto-sintonia e tarefas internas de gerenciamento.

Na evolução natural da aplicação do computador, o próximo passo foi a distribuição geográfica e física destas tarefas distintas, aparecendo o controle digital distribuído. Agora cada unidade do processo ou conjunto de malhas tem o seu próprio computador. As funções de display, controle e operação foram separadas em locais e em circuitos.

Atualmente, com a redução tremenda dos custos de equipamento e programas, foi desenvolvido o controlador single loop. Ele tem este nome porque ele é dedicado a uma única malha (single loop), mas ainda mantendo todas as vantagens de um grande sistema digital, como auto-sintonia, autoteste, autodiagnóstico, grande capacidade de fazer computação matemática, lógica, intertravamento, seqüencial, realização de algoritmos avançados e complexos de controle. Hoje, um controlador single loop custa igual ou menos que um controlador analógico convencional, que tende a desaparecer do cenário.

O controlador single loop é um equipamento moderno, confiável, poderoso, usado para controlar sistemas de processo continuo, com poucas malhas de controle. Controladores single loop podem ser interligados digitalmente, através de protocolos abertos ou proprietários.

3. Funções do controlador

Um diagrama de blocos típico do hardware é mostrado na **Fig.** 6.4. No núcleo do controlador está o microprocessador ou microcomputador, que deve ter o suporte de outros blocos. As exigências da armazenagem das variáveis e do programa podem exceder aquelas disponíveis dentro de um microprocessador em um único chip. Memória externa, memória ROM (*read only memory*) auxiliar para armazenar programas e constantes e RAM (*random access memory*) para armazenar variáveis podem ser adicionadas para evitar a perda dos parâmetros chaves no caso de falta de energia de alimentação. A RAM pode ser substituída por EEPROM (*electrically erasable programmable read only memory*). Uma alternativa é prover uma fonte ininterruptível de um uma fonte de alimentação com bateria de backup.

A comunicação com o operador é fornecida através de um painel frontal, consistindo de LEDs, displays numéricos, botões e chaves e deve ser acionado e lido pelo microprocessador.

A variável analógica do processo é convertida de seu mundo real para digital, em tempo real, por um bloco conversor analógico para digital (A/D). A conversão de milivolts, freqüência, resistência elétrica ou corrente em uma tensão de alto nível deve ocorrer primeiro. Também há filtro e isolação incluídos antes do conversor A/D.

Do mesmo modo, deve haver uma conversão digital para analógico (D/A) para fornecer um sinal analógico para o atuador no processo. Embora seja popular um sinal isolado de 4 a 20 mA cc, também pode haver tensão, triacs com tempo proporcional ou relés de estado sólido. Relés de alarme são também energizados quando a variável de processo ou o erro excede determinados limites estabelecidos pelo operador.

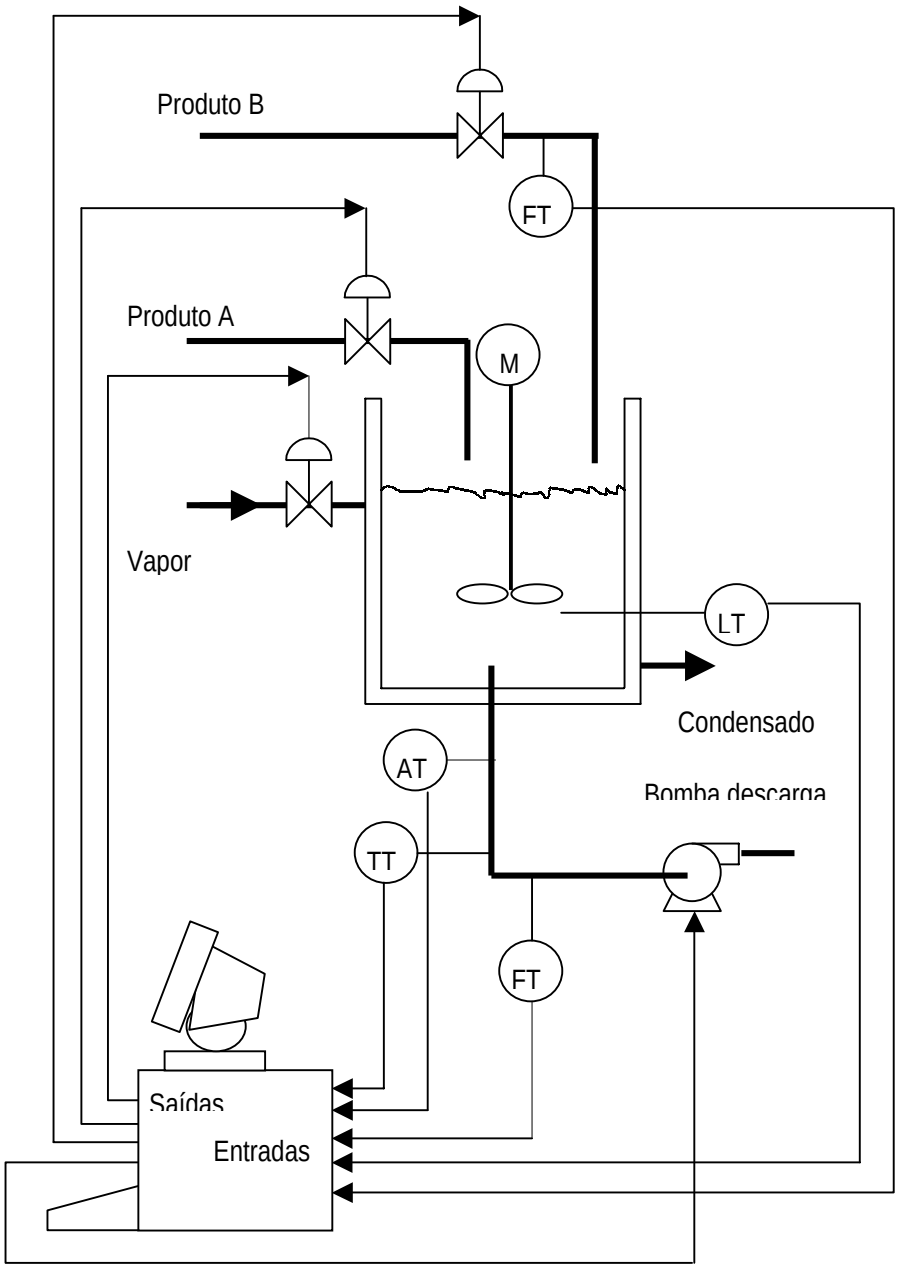


Fig. 6.1. Processo com controle a computador (computador é também controlador)

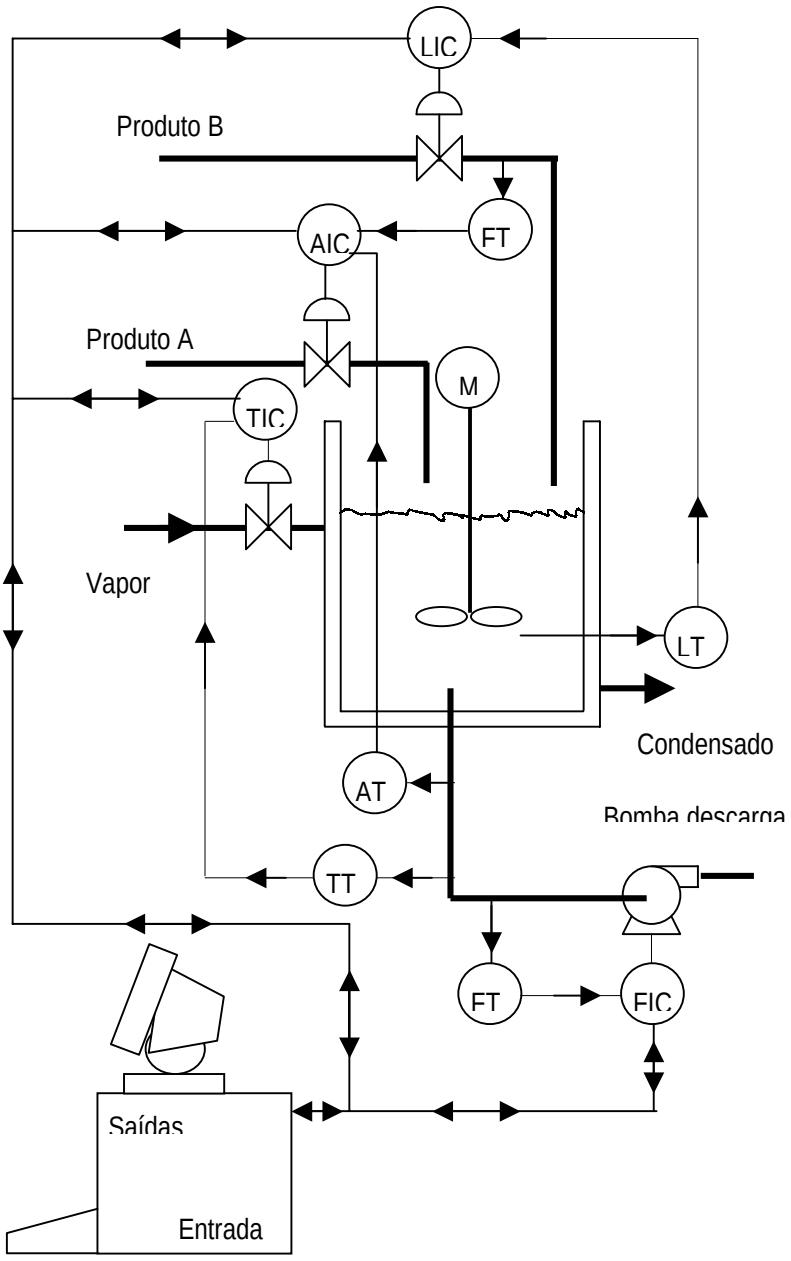


Fig. 6.2. Processo com controle a computador distribuído

A comunicação digital com um computador supervisório ou com um sistema digital de controle distribuído (SDCD) ou controlador lógico programável (CLP) é uma opção na maioria dos controladores single loop. Isto pode requerer apenas um circuito integrado (CI) para transformar os sinais de ±5 V para os níveis ±V mais elevados dos protocolos RS 232 C ou RS 422 ou pode-se ter um conjunto completo de CIs para fornecer uma ligação direta com redes proprietárias com protocolos como HART, Profibus, MAP ou Fieldbus.

Quando se desenvolve um projeto baseado em computador, deve-se dar igual importância ao equipamento (hardware) e programa (software). Um diagrama de blocos para o programa requerido para rodar um controlador single loop é mostrado na **Fig**. 6.5. Há poucos blocos e cada bloco contem muitas linhas de código de programação. É tentador ver o cálculo do algoritmo de controle proporcional, integral e derivativo (PID) como a característica mais importante e esquecer todos os outros blocos. Porém, como se pode concluir do diagrama de blocos do programa, o cálculo PID é somente uma de várias outras tarefas tão importantes que o microprocessador deve completar em cada ciclo de varredura.

A manipulação correta da aplicação e remoção da potência de alimentação ao microprocessador é necessária, por causa do desempenho confiável em um ambiente industrial hostil. A perda de alimentação deve ser detectada e a unidade de processamento central notificada. Parâmetros e informação chave acerca do estado do processamento devem ser armazenados em uma memória que não pode ser perdida ou afetada pela falta de energia. As saídas e alarmes devem ser levados automaticamente para uma condição segura, predefinida e programada. Quando a energia é restaurada, estes parâmetros devem ser recuperados e o processamento deve continuar de onde ele foi interrompido (ou reiniciado de algum outro ponto, pré-programado). Esta função é do bloco Reset e Power-up. Deve-se evitar a tentação de limpar todos os parâmetros e começar do zero depois de cada volta de energia. Seria impraticável e intolerável ter que reentrar com os parâmetros de operação através do painel do controlador ou de um computador supervisório após cada interrupção de alimentação.

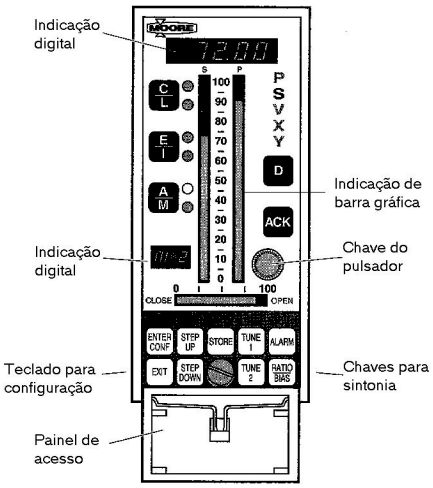


Fig. 6.3. Controlador single loop (Moore)

Autodiagnóstico é uma característica inigualável do controlador single loop. No inicio das operações, o controlador deve executar as instruções que lhe permitem testar virtualmente cada bloco mostrado em seu diagrama. Uma mensagem mostrando que o autoteste foi completado deve aparecer antes do inicio da operação normal. De fato, tais sistemas podem ter mais de um código dedicado ao autoteste. Este momento é também ideal para fazer a autocalibracao dos conversores A/D e D/A. Sempre que houver falha no autoteste, o operador e o computador supervisório devem ser notificados. A malha deve ser desligada ou o controle transferido para o computador supervisório. Aliás, é desejável permitir que o computador supervisório force o controlador single loop a fazer o autodiagnóstico, permitindo-o rodar testes sistemáticos, de rotina e detalhados como feitos por um microcomputador pessoal. Estes autotestes são uma ferramenta poderosa do controlador e simplificam e diminuem drasticamente o tempo de manutenção programada.

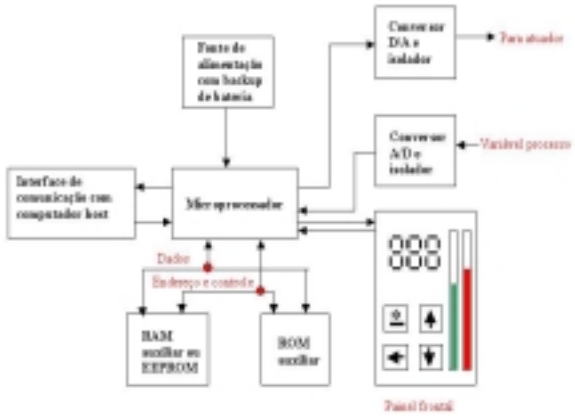


Fig. 6.4. Diagrama de blocos de um controlador single loop baseado em microprocessador

O cálculo dos termos integral e derivativo do controlador PID requer que a entrada seja amostrada em intervalos uniformemente espaçados. Para garantir isso, usa-se um temporizador (timer). O intervalo é estabelecido por vários fatores. Certamente, o microprocessador deve ter tempo suficiente para completar todo o processamento necessário. Assim, o período ajustado no temporizador (ΔT) deve ser muito longo. Porém, o tempo de amostragem deve ocorrer de duas a quatro vezes no período de subida da variável de processo. Cada variável de processo deve ter tempos de amostragem típicos, como mostrado na Tab. 1. Um tempo de amostragem de ½ a 1 s é um compromisso típico (isso assume que o tempo de subida de 1 s ou mais).

Tab. 6.1. Tempos de amostragem em controle de processo

Tipo de variável	**Tempo de amostragem (s)**
Vazão	1 a 3
Nível	5 a 10
Pressão	1 a 5
Temperatura	10 a 20

Quando se entra na malha principal, deve-se *ressetar* este temporizador. Quando tudo vai bem, o programa completa todo o seu processamento muito antes do temporizador desligar. Ele então espera que o temporizador lhe mande um sinal. Porém, o processador deve ser capaz de detectar que o processamento emperrou ou está demorando demais. Isto é uma falha e deve ser anunciada ao operador e ao computador supervisório. O temporizador deve interromper o microprocessador quando ele desliga. Se o programa não retornou para a malha de espera quando ocorre esta interrupção, a falha deve ser anunciada e um entra uma rotina de desligamento induzida pelo erro.

Fig. 6.5. Fluxograma do programa do controlador

2. Entrada de dados

O código preciso necessário para entrar as variáveis de processo depende da técnica de conversão, conversor e microprocessador usados. Há várias decisões que devem ser tomadas, independentes destes detalhes. A primeira, é como estas variáveis estão sendo representadas? Se estiver programando em linguagem de alto nível e se houver muito tempo para ver a malha, é conveniente escalonar a variável de processo em unidade de engenharia, com ^{o}C para temperatura, kPa para pressão, m^3 para nível e m^3/h para vazão. Porém, tentar fazer aritmética de ponto flutuante

em linguagem de máquina ou *assembly* é absurdo.

Quando se usam unidades de engenharia com matemática de ponto flutuante, deve-se fazer todas as operações subseqüentes com muito cuidado. Primeiro, o condicionamento externo do sinal e a conversão A/D devem ser escalonados de modo que em 0% da variável de processo, o valor do dado seja representado por zero. Em 100% da variável, a saída de fundo de escala do conversor é produzida, garantindo a máxima utilização da resolução do conversor.

Idealmente, este sinal de 100% da variável de processo combina com o tamanho da palavra do microprocessador usado. Se não, deve-se estabelecer este valor de 100% (fundo de escala) para todas as entradas e cálculos subseqüentes. Um microprocessador de 8 bits com um conversor de 8 bits usa $2^8 – 1$ (255) como seu valor de 100% (fundo de escala). Porém, um conversor de 12 bits usa $2^{12} – 1$ (4 095) como seu valor de 100% (fundo de escala). Isto agora representa um nível de 100%. Cálculo de fora de faixa e *overflow* devem ser verificados contra 4 095. Para um microprocessador de 8 bits com um conversor de 12 bits com 100% = 4 095 significa que todas as operações matemáticas devem ser feitas com números de dois bytes (dupla precisão).

Deve-se evitar aumentar a escala da variável de processo. Multiplicar a variável de processo por uma constante maior que 1 resulta em um número com mais bits que o produzido pelo conversor. Isto implica em uma resolução e exatidão que o conversor realmente não pode dar. Isto parece que se conhece a variável de processo mais precisamente do que realmente ela é medida e convertida.

Esta falsa exatidão é especialmente um problema quando se quer converter para unidades de engenharia com matemática de ponto flutuante. Antes de reportar o valor, no painel frontal ou no computador supervisório, garantir o arredondamento do número. Reportar o número apenas com os dígitos que indicam precisamente a resolução e precisão para as quais a variável foi medida e convertida.

Filtros digitais passa-baixa podem ser usados para remover o ruído abaixo de 0,2 Hz, mas acima da taxa de resposta da variável de processo. Este filtro pode (e deve) ser feito pelo programa. É recomendável que a freqüência crítica do filtro digital seja a metade do filtro analógico. Filtros analógicos são econômicos abaixo até 0,2 Hz. Isto implica que a mais alta freqüência que um filtro digital deve cortar seja 0,1 Hz. Dados abaixo desta freqüência são dados válidos da variável de processo, enquanto qualquer sinal variando mais rápido que 0,1 Hz é considerado ruído e será cortado. Se a variável de processo tem muitas harmônicas acima de 0,1 Hz, não se usa o filtro. Confie somente em filtro analógico externo para remoção do ruído.

Termopares e alguns outros sensores (e.g., placa de orifício) são não lineares. Quando os sinais vêem destes sensores, eles devem ser linearizados (pelo programa). Deste modo, os cálculos de display e controle são feitos baseados nos valores reais do processo.

Há dois enfoques para linearizar um sensor. Para ambos, deve-se ter um registro de calibração que relaciona a saída do sensor com a variável real do processo.

O enfoque de procurar na tabela coloca o registro de calibração em uma ROM. A variável de processo é usada como endereço na tabela. O valor linearizado correto é dado neste endereço. Este método da tabela é o mais rápido e simples. Porém, ele ocupa muita memória. Se a tabela inteira não é colocada na memória (por economia), deve-se ter uma rotina de interpolação.

A segunda técnica de linearização representa a relação entre a saída do sensor (x) e a variável verdadeira do processo (PV) por um polinômio. O número de termos

$$PV = a_0 + a_1x + a_2x^2 + ... + a_nx^n$$

determina a precisão da linearização polinomial do sinal do sensor. Os coeficientes (a_0, a_1, a_2, ..., a_n) vem do registro de calibração em um cálculo estatístico de regressão não linear. Por

exemplo, um polinômio de ordem 9 dá uma linearidade de ±1 °C. A técnica de linearização polinomial requer muita potência de computação e velocidade, mas não requer memória ROM extensiva (que a técnica da tabela requer). A linearização polinomial é geralmente feita por controladores usando matemática de ponto flutuante programada em uma linguagem de alto nível.

A próxima tarefa do controlador, pelo diagrama de blocos, é entrar o ponto de ajuste. Ele já pode estar na memória, tendo sido lido do painel frontal ou do computador supervisório, em algum ciclo prévio. Se um ponto de ajuste remoto é usado, o valor deve ser adquirido, escalonado e filtrado, exatamente como se faz com a variável do processo.

Ainda acerca do ponto de ajuste:

1. Ele deve ser escalonado de modo idêntico a variável de processo, de modo que, quando a variável de processo se iguala ao ponto de ajuste, o cálculo do erro dá zero.
2. Se a alimentação é desligada e depois ligada, o valor do ponto de ajuste não pode ser perdido. Assim, ele deve ser armazenado, de algum modo, em uma memória não volátil ou em memória volátil com backup de bateria.

3. Algoritmo de controle

Agora é o momento de calcular o erro. A equação a ser usada depende da ação do controlador, direta ou inversa. Uma ação direta do controlador significa que a sua saída aumenta quando a variável de processo aumenta. Isto é típico para sistema de resfriamento. Para uma ação direta do controlador tem-se:

$$e_{direta} = PV - SP$$

Uma ação inversa do controlador significa que a sua saída aumenta quando a variável de processo diminui. Isto é típico para sistema de aquecimento. Para uma ação direta do controlador tem-se:

$$e_{inversa} = SP - PV$$

O controlador single loop permite a alteração da ação (direta ou inversa) com uma chave atrás do painel frontal ou do computador supervisório. Para fazer o cálculo do erro, deve-se decidir qual equação usar.

Quando se está programando em linguagem de alto nível, a subtração para obter o erro é simples e em linguagem *assembly*, é mais complicado. Tipicamente, um número negativo é representado em um formato com complemento de dois. Mas a variável de processo e o ponto de ajuste são entradas usando binários diretamente. Esta diferença em expressar estes números causa confusão e resultados errados. Os números devem todos ser expressos no mesmo formato. Conversores não trabalham facilmente com completo de dois. Complemento de dois também corta a faixa de contagem do microprocessador pela metade (desde que um bit deve representar a polaridade). Assim, é recomendável que se converta o resultado da subtração do erro para o formato valor mais sinal. A palavra inteira de dados é usada para representar o valor do erro. Um bit, em alguma outra palavra, é definido como um flag para indicar que o erro é negativo.

Neste ponto, pode-se avaliar e acionar os alarmes. Estes alarmes são de dois tipos: absoluto e de desvio.

Se a variável de processo excede o limite absoluto de alarme de alta, o alarme absoluto de alta deve ser ativado. Se a variável de processo cai abaixo do limite absoluto de alarme de baixa, o alarme absoluto de baixa deve ser ativado.

Os alarmes de desvio são baseados no erro. Erro mais positivo do que o limite de alarme de desvio de alta atua este alarme. Erro mais negativo do que o limite de alarme de desvio de baixa atua este alarme.

Os valores destes quatro limites de alarmes devem ser entrados em um ciclo anterior, do painel de controle ou do computador supervisório. Alguns controladores fixam os limites de alarme de desvio em ±0,5%. Como o ponto de ajuste, deve-se garantir que os valores dos alarmes não são perdidos na falta de alimentação principal do controlador.

A ativação de um alarme deve causar duas ações:

Uma saída para o mundo real deve ser chaveada. Tipicamente, isto é um tipo de relé C (dois contatos normalmente abertos ou normalmente fechados), capaz de suportar correntes de contato de 1 A ou mais.

Assim que detecta uma condição de alarme, o microprocessador deve mostrar o flag apropriado (um bit). Quando é hora de atuar no painel frontal ou para comunicar com o computador supervisório, este flag causa o display de aviso no painel frontal e envia mensagem para o computador supervisório.

Agora é hora de calcular o valor da saída. Obviamente, o principal objetivo do controlador é acionar o atuador, levando-o a um ponto que corresponda a medição igual ao ponto de ajuste (erro igual a zero). Há dois enfoques para determinar o valor da saída do controlador single loop.

Pode-se escrever a função de transferência para o sistema de controle do processo com malha aberta (atuador, processo, sensor e condicionador), usando a teoria de controle ótimo. Um sistema de malha simples é representado na **Fig**. 6.6. Sua função de transferência de malha fechada é:

$$\frac{PV(s)}{I(s)} = \frac{G(s)}{1+G(s)H(s)}$$

Assumindo que se saiba quanto deva ser a variável de processo [PV(s)] para responder a uma dada variação de entrada [I(s)], pode-se derivar uma função ótima para o controlador [H(s)]. Resolvendo a eq. (1.1) para H(s), tem-se

$$H(s) = \frac{I(s)I(a)}{PV(a)} - \frac{1}{G(s)}$$

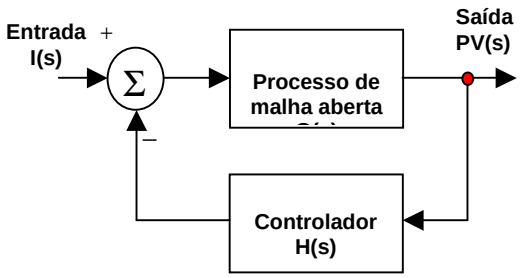


Fig. 6.7. Sistema de controle com malha fechada

Um processo chamado de transformada Z permite a conversão desta equação no domínio de Laplace para o controlador no domínio Z. Então, pode-se escrever uma equação no domínio do tempo, que é o mais humano. A equação no domínio do tempo expressa a saída do controlador em termos dos valores presente e prévio do erro, coeficientes e tempo de amostragem.

Com esta equação do controlador, uma entrada de I(s) causa uma resposta ótima na variável de processo PV(s). Somente para esta entrada, um tipo de entrada é a saída otimizada. Outros tipos de entradas produzem saídas radicalmente diferentes e inaceitáveis.

Esta derivação de uma função de controle ótima, H(s), requer que se conheça a função de transferência do processo, G(s). Quando menos se conhece do processo, G(s), mais pobremente definida será a sua resposta.

O segundo enfoque para obter a equação do controlador é o controlador proporcional, integral e derivativo (PID). O controlador PID é genérico. Quando sintonizado corretamente, ele produz um controle aceitável para a maioria dos processos industriais. Também chamado de controlador três modos, o controlador PID permite estocar um tipo de controlador para usar com temperatura, pressão, vazão, nível, analise, velocidade, pH. O controlador PID representa o controle de um processo continuo para o qual não se pode escrever uma função de transferência.

Pode-se ter várias versões analógicas do controlador PID. No domínio analógico contínuo, a saída do controlador vale:

$$v_o = K_P e + K_I \int e dt + K_d \frac{de}{dt}$$

onde

e é o erro

Kp, KI e Kd são constantes

Colocando Kd = 0, anula-se o termo derivativo e resulta um controlador PI. Também, colocando Ki = 0, anula-se a parte integral, deixando somente o controle proporcional. O valor preciso destas constantes afeta radicalmente a qualidade do controle. Geralmente, elas são determinadas experimentalmente, sintonizando o sistema inteiro de malha fechada, assim que ele esteja operando.

Para obter uma equação que o microprocessador possa implementar, a equação diferencial continua deve ser convertida em uma equação de diferenças discretas. Deve-se, primeiro, diferenciar os dois dados da equação,

$$\frac{dv_o}{dt} = K_P \frac{de}{dt} + K_I \frac{d}{dt}\left(\int e dt\right) + K_d \frac{d^2 e}{dt^2}$$

$$\frac{dv_o}{dt} = K_P \frac{de}{dt} + K_I e + K_d \frac{d}{dt}\left(\frac{de}{dt}\right)$$

Esta equação mostra quanto a saída deve variar para cada variação infinitamente pequena no tempo, dt. Mas no sistema baseado a microprocessador, pode-se olhar o mundo real somente uma vez em cada ciclo. O tempo de ciclo, T, estabelece este intervalor de tempo, dt. Assim, o que realmente interessa é quanto a saída e o erro devem variar (Δ) de um ciclo para o seguinte (T).

$$\frac{\Delta v_o}{T} = K_P \frac{\Delta e}{T} + K_I e + K_d \frac{\Delta}{T}\left(\frac{\Delta e}{T}\right)$$

onde T é o tempo de ciclo. Multiplicando tudo por T, tem-se

$$\Delta v_o = K_P \Delta e + K_I e T + K_d \Delta\left(\frac{\Delta e}{T}\right) \quad (12)$$

A mudança em Vo, ΔVo é justamente a diferença entre o seu valor atual e o valor lido no ciclo anterior.

$$\Delta V_o = V_{on} - V_{on-1}$$

O mesmo vale para o erro

$$\Delta e = e_n - e_{n-1}$$

Reescrevendo a eq. (1.12)

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIeT + \frac{K_d}{T}(\Delta e_n - \Delta e_{n-1})$$

No último termo, Δ foi distribuído em dois componentes. Eles podem ser expandidos para dar:

$$\Delta e_n = e_n - e_{n-1}$$

$$\Delta e_{n-1} = e_{n-1} - e_{n-2}$$

Substituindo na eq. 13, tem-se

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIe_nT +$$

$$+ \frac{K_d}{T}[(e_n - e_{n-1}) - (e_{n-1} - e_{n-2})]$$

Finalmente,fica:

$$V_{on} - V_{on-1} = K_p(e_n - e_{n-1}) + KIe_nT +$$

$$+ \frac{K_d}{T}(e_n - 2e_{n-1} + e_{n-2})$$

A saída atual calculada se baseia no valor anterior da saída, erro atual, erro anterior, tempo de ciclo e constantes de peso.

Quando se programa esta equação usando uma linguagem de alto nível (e.g., C, Pascal, PL/M ou Fortran), o trabalho fica mais fácil e menos sujeito a erro do que se é usada uma linguagem assembly. Tais linguagens permitem o uso de aritmética de ponto flutuante. Números negativos e overflow são manipulados automaticamente.

A eq. 15 assume que o tempo de varredura do controlador, o tempo entre a amostra da variável de processo, seja uma constante. Porém, há vários compromissos. Tempo de varredura muito rápido, pequeno T, é desejável para a resposta rápida a variações repentinas da variável de processo. Porém, valores

maiores de T são necessários para um termo estável derivativo. Valor muito pequeno para T (no denominador) dá um termo derivativo muito grande e há instabilidade (oscilação).

O cálculo da ação derivativa em um sistema de dados amostrados pode produzir oscilações imprevisíveis na saída. Iso por que o conversor A/D pode somente passar variações da variável do processo para o processador central em passos discretos.

A variável do processo está subindo em uma taxa devagar e estável. No controlador analógico isto produz um termo derivativo lento e constante. Porém, como estes dados são amostrados e convertidos, em passos discretos. Como a ação derivativa toma o dado que chega como novo, responde de modo rápido, primeiro para cima e depois para baixo.

É esta oscilação brusca que torna o uso do controlador digital com apenas a ação derivativa questionável. Às vezes, pode ser necessária uma computação mais sofisticada da ação derivativa ou então não se usa esta ação.

4. Saída do comando

Depois que termina o cálculo do bloco PID, fica-se pronto para acionar a saída. Esta saída pode ser liga-desliga com banda morta, com tempo proporcionado, acionada por ângulo de fase, modulada por largura de pulso ou corrente (ou tensão) analógica.

Para processos com resposta lenta e com pouca variação de carga, o controle liga-desliga trabalha bem. Quando o cálculo PID é mais positivo que um nível positivo definido de banda morta, a saída é ligada (usualmente 115 V ou de contatos de forma C). Quando o cálculo PID fica mais negativo que um nível de banda morta negativo definido, a saída é desligada. Os níveis de banda morta são necessários para evitar que o atuador e o processo ciclem.

Processos com resposta lenta que requerem controle melhor que o liga-desliga, podem necessitar de tempo proporcionado. Um intervalo de tempo que é muito maior do que um ciclo de 60 Hz, mas muito mais curto que o tempo de resposta do processo, é escolhido. É necessário um temporizador a CI ou uma rotina de temporizador no programa para manter o rastreamento deste tempo. No inicio do intervalo, a saída é ligada. O valor de saída do cálculo PID determina quanto a saída é mantida ligada. Este técnica permite que a potência seja aplicada e removida do atuador somente nos cruzamentos do zero da linha, minimizando a interferência elétrica pelo chaveamento de carga com alta tensão e alta corrente.

Muitos processos usam atuadores que operam com 4 a 20 mA. Para este tipo de saída, o cálculo do PID deve passar para um conversor D/A, que escalona a saída para 4 a 20 mA.

Qualquer que seja a técnica escolhida, a eletrônica deve incluir alguma forma de isolação. Sem esta isolação, um erro provocado na fiação entre controlador e atuador, ou uma falha, pode ocorrer 115 V ou mais na linha de terra do controlador. Obviamente, isto danifica o controlador ou até o computador supervisório ligado a ele.

Assim que a saída é atualizada, o programa deve completar a comunicação com o painel frontal e com o computador supervisório. Porém, o controlador nunca volta através na malha para checar a variável de processo.

O valor da variável de processo deve ser enviado do controlador microprocessador para o computador e o microprocessador deve ser capaz de receber o ponto de ajuste remoto, estabelecido no computador. O modo mais simples de fazer isso é através de duas malhas analógicas de 4 a 20 mA. A saída do controlador passa por um conversor D/A. O sinal de corrente analógica de 4 a 20 mA do computador comanda o ponto de ajuste remoto se é lido pelo microprocessador com um conversor A/D quando ele lê sua variável de processo.

A comunicação digital permite que muito mais informação seja trocada. Protocolos padrão como RS-232 e RS-422 podem ser usados ou o controlador microprocessado pode ser colocado em uma rede de área local (LAN). Os dados trocados podem incluir resultados de autotestes, ponto de ajuste, condições de alarme, níveis de saída, modo de controle e constantes do controlador. De fato, um

inteiro novo algoritmo de controle pode ser editado pelo computador supervisório para substituir ou suplementar a equação PID.

Autoteste extensivo é necessário quando se aplica potência à primeira vez ao microprocessador e quando direcionado pelo computador supervisório. Porém, ao fim de cada ciclo, algum autoteste também pode ser feito. São também feitos testes funcionais do equipamento e programa de entrada e saída, zero automático da entrada e da saída e calibração e um simples check de memória e do canal de comunicação. Assim que uma falha é detectada, o operador e o computador supervisório devem ser notificados. Para problemas sérios, pode-se programar para que haja um desligamento automático, seguro e ordenado do processo, pelo controlador.

5. Modos de Operação

Há dois modos típicos para a operação do controlador: manual e automático. Opcionalmente, pode haver um terceiro, chamado de auto-sintonia.

Em modo manual, o cálculo do erro, alarmes de desvio e cálculo de PID são removidos. Em vez disso, um comando de saída entrado do painel frontal ou do computador supervisório é enviado diretamente para acionar a saída.

Em modo automático, são feitos os cálculos do erro, dos alarmes de desvio e cálculos do PID são executados pelo controlador, sem independente do operador.

A transferência entre o controle automático e manual não deve permitir que a saída tenha saltos (*bump*). A alteração do modo, no pior caso, pode somente causar a saída rampear para um novo nível em uma taxa aceitável. Isto é chamado de transferência sem salto (bumpless).

A versão mais simples de auto-sintonia requer uma inicialização do operador ou do computador supervisório. Uma vez iniciado, este tipo de auto-sintonia aciona sua saída para cima e para baixo, várias vezes. O algoritmo avalia a resposta do processo para estes distúrbios tipo degrau no atuador. Baseado nesta informação, são computados e entrados valores de Kp, KI e Kd no cálculo do PID. Depois, volta o modo automático de controle. Esta técnica requer a intervenção do operador. Ele também remove o processo do controle suave, enquanto o controlador está fazendo experiências com ele. Isto pode ser inaceitável.

A auto-sintonia contínua é mais complicada. Ela opera com conjunto com o modo de controle automático. Sempre que houver um distúrbio apropriado do ponto de ajuste ou a variável de processo é notificada, o algoritmo de auto-sintonia monitora o desempenho do controlador, regulando esta alteração. Da avaliação de malha fechada, novos valores de Kp, KI e Kd são computados. Este procedimento acontece continuamente sem intervenção do operador ou interrupção do controle automático. Ao longo do tempo, este tipo de controlador com auto-sintonia aprende com o processo e coloca seus próprios valores para o controla ótimo. Pode haver problemas quando processo é muito estável e o controlador não tem nada a aprender e deixa de operar corretamente.

Exemplo

A variável de processo começa em 5,000 V e aumenta 10 mV/s. O ponto de ajuste é 5,000 V. O conversor A/D é de 8 bts, o fundo de escala é 10 V. Assumindo K_d = 3 s, T = 1 s, calcula o termo de saída derivativo da eq. 6.15.

A Tab. 5. deve ser completada. PV sobe na taxa de 10 mV/s.

$$\text{Data in} = \frac{PV}{10V} \times 256 \text{ (valor inteiro)}$$

Erro = 128 – data in

$$\text{Derivativa} = \frac{3s}{1s}(e_n - 2e_{n-1} + e_{n-2})$$

Tab. 5. Solução do exemplo 1

n	PV	Data in	Erro n	Derivativa
0	5,000	128	0	0
1	5,010	128	0	0
2	5,020	128	0	0
3	5,030	128	0	0
4	5,040	129	1	3
5	5,050	129	1	-3
6	5,060	129	1	0
7	5,070	129	1	0
8	5,080	130	2	3
9	5,090	130	2	-3
10	5,100	130	2	0

6. Sistema Expert

Os sistemas experts se integram ao sistema de controle da planta para auxiliar o operador na detecção e solução dos casos em que o processo sai fora de controle.

Os sistemas experts se tornaram possíveis graças ao microprocessador. O sistema expert detecta e diagnostica os problemas potenciais que possam aparecer no controle de processos de uma planta industrial. A elaboração do pacote expert é trabalhosa. É necessário adquirir o conhecimento do processo que possuem os operadores da planta e os engenheiros projetistas para incorpora-lo ao sistema expert. Este conhecimento se baseia fundamentalmente nos sinais de alarme que o operador humano capta antes de apresentar as situações anormais no processo, situações que dão lugar a toda classe de fenômenos prejudicais, tais como: parada da planta, destruição de produto, explosões, desprendimento de produtos tóxicos. Para a elaboração das bases do conhecimento se faz um uso amplo das telas e menus que permitem ao usuário, sem ter experiência nos sistemas experts e com a ajuda do programa, construir os modelos do processo, entrar os parâmetros do sistema, especificar as variáveis criticas e outros dados do conhecimento.

O sistema expert também deve incorporar as operações necessárias para resolver corretamente as situações anormais do processo.

O desenho dos diagramas de fluxo e as configurações de controle da planta (apresentações visuais, processos simulados) requerem trabalhar com uma linguagem de programação que permita ao projetista uma grande versatilidade. O uso de caixas pretas de sistemas experts versáteis, que se encontram disponíveis em microcomputadores pessoais, tampouco é a solução, pela falta de potência que requer a elaboração do sistema expert, sendo o adequado as estações de trabalho em LISP, ou PROLOG, complementadas por ferramentas de calculo numérico que utilizem FORTRAN, PASCAL ou C. Deste modo, estas estações permitem a obtenção do conhecimento qualitativo e quantitativo que exige o sistema expert.

Em geral um sistema expert dispõe de:

1. um motor inferencial que controla e usa as bases do conhecimento do processo (que contenham as regras) para deduzir conclusões. As regras utilizam freqüentemente a sentença SE-ENTÃO (IF-THEN). Por exemplo, em um reator exotérmico se utilizaria: IF - a reação é exotérmica -AND- o próximo passo da reação é baixar a temperatura -THEN-atue (fechando) na válvula de vapor de controle de temperatura do trocador de calor do processo.
2. um sistema para manejar em tempo real grandes quantidades de dados do processo e a diferentes níveis de prioridade.
3. o encadeamento para frente e para trás das diferentes arvores de decisão, proporcionando por diagnostico e predição uma ou várias conclusões com um determinado nível de certeza.
4. a simulação e o ensaio da base de conhecimento antes de seu uso real no processo.
5. explicações do racionamento empregado para informação e uso por parte do usuário na comprovação ou ampliação do sistema.

As etapas típicas onde atua um sistema expert na planta são:

6.1. Reconhecimento das situações anormais.

Se realiza mediante a monitoração de todos os sistemas de controle analógicos e digitais, tais como os controladores, alarmes, indicadores e registradores e sua comparação com os dados provenientes do conhecimento do sistema expert.

6.2. Diagnóstico.

Se efetua a partir da fase anterior de comparação se na mesma se detectou situações problemáticas. Se visualiza o diagnostico da planta no estado atual de controle.

6.3. Correção do problema.

O operador é assistido pelo sistema inteligente de visualização, que lhe mostra graficamente os diagramas de fluxo de interesse, o resumo dos alarmes, o estado dos indicadores e dos controladores afetados e a seqüência de operações a realizar para solucionar o problema. Se dispõe de ajudas na visualização que provocam o flasheamento das áreas problemáticas dentro do diagrama de fluxo.

Baseando-se na informação recebida, o operador atua sobre o processo ou esta atuação é realizada automaticamente pelo sistema de controle, informando ao operador das ações realizadas.

Entre as aplicações típicas que os sistemas experts podem realizar se incluem o controle de nível do fundo e a otimização do rendimento no destilado das colunas de distilação.

O beneficio que o sistema expert aporta à planta é a redução dos tempos de parada e, o que é mais importante, a diminuição da probabilidade de que o funcionamento anormal da planta conduza a situações catastróficas.

Embora seja difícil prever o futuro, os sistemas experts se desenvolverão mais ainda, conduzindo a novas ferramentas e técnicas que permitirão a simulação ampla dos processos industriais e a detecção inicial de problemas na qualidade de fabricação dos produtos, para assim corrigir em seu inicio estas situações, diminuindo os refugos e proporcionando uma ajuda muito útil ao operador durante as paradas da planta ou em situações transitórias de perda de controle. Para este desenvolvimento, serão necessárias a colaboração de engenheiros de instrumentação e de processo e a formação da engenharia do conhecimento.

7. Controlador Comercial

7.1. Conceito

O controlador single loop resolve o algoritmo de controle para produzir uma única saída controlada. O seu baixo custo permite que ele seja dedicado a uma única malha. O controlador single loop é o instrumento microprocessado com todas as vantagens inerentes à sua natureza que pode ser usado para controlar uma única malha (daí o nome, *single loop*). É também chamado de *single station*. Por ser dedicado, este controlador é ainda chamado de *stand alone* (isolado).

Por questão de marketing e por causa de sua grande capacidade, um único invólucro pode incluir dois e até quatro controladores, porém, com o aumento de dificuldade da operação, quando é chamado de controlador *multi loop*.

O microprocessador pode ter qualquer função configurável e por isso, um mesmo instrumento pode funcionar como controlador, controlador cascata, controlador auto-seletor ou como computador de vazão com compensação de pressão e temperatura. A configuração pode ser feita através de terminal acoplado ao instrumento ou através de programador separado (*stand alone*).

Como a tecnologia do single loop é moderna, o instrumento incorpora todos os avanços da tecnologia eletrônica, microprocessadores, displays novos e programas criativos.

7.2. Tamanho

Tem tamanho pequeno ou muito pequeno (menor que as dimensões DIN). Não necessariamente a mais importante, mas um das características mais notável da presente geração de controladores single loop é seu pequeno tamanho físico. A maioria dos controladores segue as dimensões européias DIN (*Deutche Industrie Norm*) para aberturas de painel:

¼ DIN - 96 x 96 mm (3,8 x 3,8 in)
1/8 DIN - 96 x 48 mm (3,8 x 1,9 in)
1/16 DIN - 48 x 48 mm (1,9 x 1,9 in)
O mais popular é o 1/16 DIN.

7.3. Funções de controle

Muitos controladores chamados de *single loop* são de duas malhas. Através do circuito microprocessado, muitos controladores oferecem os formatos de liga-desliga e PID. Outros controladores incorporam funções matemáticas, ou no próprio circuito ou através de módulos funcionais opcionais incorporados na caixa. Estas funções matemáticas incluem:

- Somador - subtrator
- Ganho ajustável com polarização
- Desvio com ganho ajustável com polarização
- Multiplicador - divisor
- Compensador lead/lag (avanço/atraso)
- Filtro dual
- Limitador de rampa
- Limitador de sinal
- Rastreamento (*tracking*) analógico
- Extrator de raiz quadrada
- Seletor de sinal (alto/baixo)
- Seletor de sinal (médio
- *Peak picker*
- Conversor de sinal (termopar, RTD)
- Potenciômetro (não isolado e isolado)

7.4. Auto sintonia

Esta propriedade é disponível na maioria dos controladores single loop, exceto nos de baixo custo.

7.5. Seqüencial e programação de tempo

A maioria dos controladores single loop possui capacidade de programação temporal e sequenciamento de operações. A programação envolve quaisquer duas variáveis, porém o mais comum é se ter o tempo e a temperatura. Em siderurgias, é comum a aplicação de programas de temperatura, onde se tem uma rampa de aquecimento, a manutenção da temperatura em um patamar durante um determinado tempo e o abaixamento em vários degraus.

7.6. Outras propriedades

Os controladores single loop possuem ainda capacidade de auto/manual, ponto de ajuste múltiplo, auto-diagnose e memória. São construídos de conformidade com normas para ser facilmente incorporado e acionado por sistemas SDCD.

As aplicações típicas do single loop são em plantas pequenas e médias que não podem ou não querem operar, em futuro próximo, em ambiente com controle digital distribuído. Mesmo em sistemas de SDCD, há malhas críticas que, por motivo de segurança, são controladas por controladores *single loop*.

7.7. Controlador Foxboro

O controlador *single station* **Foxboro** inclui:

1. display analógico fluorescente para mostrar através de barra de gráfico o valor da variável, do ponto de ajuste e da saída do controlador
2. display digital para indicar através de dígitos os valores e unidades de engenharia
3. display alfanumérico para indicar tag da malha selecionada
4. painel da estação de trabalho, para indicar status de operação (computador ou local), status do ponto de ajuste (remoto, local ou relação), status da saída (automático ou manual) e status de alarme (ligado ou desligado)
5. teclado com 8 teclas para configuração e operação para selecionar, configurar e sintonizar.

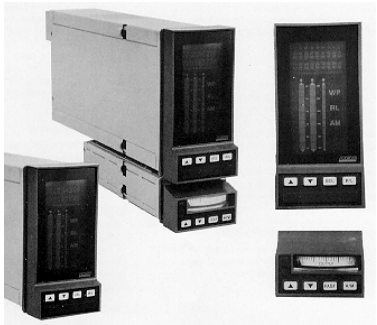


Fig. 6.9. Controladores single loop (Foxboro)

Suas especificações funcionais são:

1. sinais de entrada proporcionais, qualquer combinação não excedendo 4 analógicas (4 a 20 mA, 1 a 5 V, voltagem de termopar ou resistência de RTD) e 2 entradas de freqüência. Todos os sinais de entrada são convertidos e podem ser caracterizados em uma variedade de cálculos.
2. cada controlador possui duas funções de controle independentes que podem ser configuradas como um único controladores, dois controladores em cascata ou em seleção automática. Os algoritmos padrão para cada controlador são P, I, PD, PI, PID e controle EXACT®
3. duas saídas analógicas não isolados e duas saídas discretas
4. outras funções de controle como caracterização, linearizadores, portas lógicas, condicionadores de sinal
5. alarmes
6. computações matemáticas
7. alimentação do transmissor de campo
8. memória para armazenar todos os parâmetros de configuração e operação
9. filtros de entrada (Butterworth)
10. distribuição de sinais (até 30 sinais para roteamento interno)

7.8. Controlador Bailey

O controlador **Bailey** tem capacidade de duas malhas (dual loop) para controle de uma grande variedade de variáveis. O instrumento incorpora:

1. display de plasma de gás para ponto de ajuste e saída de controle
2. capacidade de armazenar até 75 códigos de funções
3. número de entradas e saídas flexível
4. estação opcional de bypass da malha para controle manual direto das saídas do processo durante manutenção.
5. auto sintonia.

A configuração e sintonia são obtidas através de um terminal portátil proprietário que usa cursor acionado por menu para o operador navegar através de procedimentos de preencher campos em branco.

O controlador tem capacidade de monitorar, controlar, configurar até 1500 pontos de controle através de um computador pessoal.

Também, na mesma família do produto, há um controlador seqüencial que fornece entradas e saídas digitais adicionais para controlar até três seqüências, um link serial de comunicação RS 232 C para ligar a dispositivos externos, como impressora ou sistema de aquisição de dados.

As aplicações comuns incluem controle vazão, temperatura e pressão de alimentação de caldeira a três elementos e controle de surge de compressor, controle de motor, gerenciamento de queima e outras com partidas e paradas.

Fig. 6.10. Controlador Bailey e HHT

7.9. Controlador WEST

O controlador programador isolado West é disponível em um invólucro DIN de 1/8 (96 x 48 mm). Suas características são:

1. Display com duas linhas por LEDs
2. Sete LEDs dedicados são usados para mostrar a legenda do cursor durante a configuração e o status do instrumento quando um programa estiver rodando.
3. Saída de controle PID que pode ser oferecida com uma saída 1 (aquecimento) e uma saída 2 (resfriamento) com a adição de uma saída de alarme.
4. Opção de comunicação serial RS 485 que permite a ligação mestre – escravo.

5. Capacidade de base de tempo dupla permitindo taxas de programa hora-minuto ou minuto-segundo.
6. Revisão dos parâmetros de programa sem interrupção do programa.
7. Controle auto-manual, permitindo a passagem de automático (malha fechada) para manual (malha aberta).
8. Sintonia prévia e auto-sintonia podem ser selecionadas ou não selecionadas.

As aplicações típicas envolvem processos de tratamento de calor, preparação de alimentos, esterilização e câmaras ambientais.

Fig. 6.11. Controlador West

7.10. Controlador Yokogawa

O controlador programável da Johnson Yokogawa incorpora funções de controle e computacionais que podem ser combinadas de modo análogo à programação de uma calculadora eletrônica. A função de auto-sintonia é muito útil em aplicações de batelada de vários produtos, onde as características do produto podem variar de produto para produto. Ele apresenta um algoritmo, acionado pelas variações do ponto de ajuste ou sob demanda e fornece uma resposta rápida para variações do processo. Outras características incluem:

1. controle preditivo antecipatório (feedforward), com computações de ganho e polarização
2. processamento de sinais
3. entradas analógicas (4 pontos, 1 a 5 V cc)
4. saídas analógicas (3 pontos, 1 a 5 V cc ou 4 a 20 mA cc)
5. funções seqüenciais
6. display de dados
7. manipulação de até 10 pontos de status I/O, cada um definido pelo usuário como entrada ou saída.
8. teclas de função programáveis (4) na frente do painel para controlar a partida das seqüências.
9. lâmpadas associadas (4) para indicar o progresso da seqüência ou servir como cursor.
10. cerca de 43 funções computacionais.

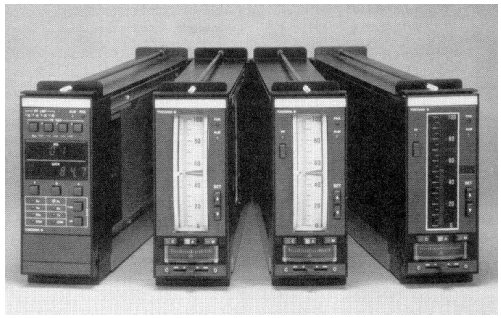


Fig. 6.12. Controladores Johnson Yokogawa

7.11. Controlador Moore

O controlador digital microprocessado single loop da Moore possui as seguintes características físicas:

1. Display com barra gráfica de cristal líquido (LCD) para variável do processo, ponto de ajuste e valores da válvula
2. Display digital para unidades de engenharia
3. Display alfanumérico para status e indicação de alarmes.
4. Funções e operações como entradas, sadias, controles e computações são armazenadas dentro da memória do modelo como modular.
5. Facilidade de seleção dos blocos funcionais. Tipicamente os blocos de função tem valores de parâmetros, limites de calibração e informações de comunicação com

outros blocos de função selecionados pelo usuário.
6. Possibilidade de expansão com blocos funcionais adicionais para implementar controle avançado
7. Uso como computador de vazão, com compensação de temperatura e pressão do sinal de vazão.
8. Capacidades avançadas de compensação de tempo morto, controle preditivo antecipatório, cascata, auto-seletor, faixa dividida.
9. Opção de terceira entrada adicional para acomodar termopares, freqüência, militensão, resistência detectora de temperatura ou pulso de computador.
10. Interface de comunicação serial para ligação com rede de computadores.

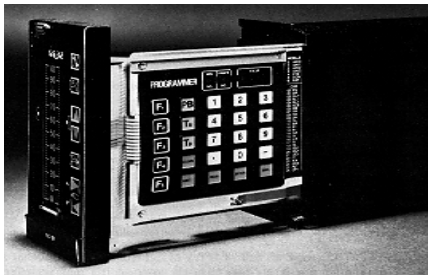


Fig. 6.13. Controlador single loop (Moore)

8. Bloco PID

8.1. Introdução

Quando se usa um controlador lógico programável ou um sistema de controle distribuído ou um controle supervisório com computador, o controle PID é feito através de blocos que devem ser configurados no interior do sistema. O bloco PID de um sistema de controle distribuído é muito poderoso e complexo, pois o sistema é aplicado a controle de processos contínuos de grandes plantas. A maioria dos CLPs possui funções de controle PID, que são capazes de realizar o controle analógico efetivamente, porém este bloco é bem menos elaborado e eficiente que o do sistema distribuído.

Quando se tem um sistema com controle supervisório e aquisição de dados o bloco PID pode ser disponível tanto no computador pessoal aplicado ao supervisório como no controlador lógico programável, responsável pela aquisição de dados do sistema. Porém, é recomendável e é pratico fazer o controle PID no controlador lógico programável e não no computador pessoal, por questão de confiabilidade. A CPU de um controlador lógico programável é muito mais confiável e estável que a de um computador pessoal, mesmo quando chamado de computador *industrial*.

8.2. Princípios PID

PID significa **P**roporcional, **I**ntegral e **D**erivativo. PID é um algoritmo de controle de processo contínuo. PID faz duas tarefas de controle:

1. controle PID mantem a saída em um nível estabelecido, mesmo quando os parâmetros variáveis do processo podem tender a fazer a saída variar de seu ponto de ajuste desejado.
2. PID varia o nível do processo de um ponto de ajuste para outro, de modo rápido e exato.

O controle Proporcional é um sistema de controle que corrige o desvio de um processo do ponto de ajuste, mantendo sempre a variável igual ao ponto de ajuste. A correção é proporcional ao tamanho do erro. Por exemplo, seja uma vazão de ar de 575 m^3/h. Se por algum motivo, a vazão aumenta para 580 m^3/h, um sinal de correção é aplicado ao damper do ar para reduzir a vazão de volta a 575 m^3/h. Se a vazão agora varia para 585 m^3/h, o dobro do desvio do ponto de ajuste, um sinal de correção de quatro vezes o tamanho seria aplicado para a correção. Quanto maior o sinal corretivo, teoricamente, dá um retorno mais rápido para a vazão de 575 m^3/h. Na prática, a correção rápida não é precisa. A vazão retorna para um novo ponto de ajuste no fim da correção, e.g., 576,5 m^3/h e não 575 m^3/h. O controle proporcional não pode trabalhar efetivamente, sozinho.

Para voltar a vazão para o ponto de ajuste original, adiciona-se o controle Integral. Com apenas o controle proporcional, tem-se um erro na saída do ponto de ajuste original. A vazão fica em 576,5 e não em 575 m^3/h. O controle integral sente o produto do erro, 1,5 m^3/h, e o tempo em que o erro persiste. Um sinal é desenvolvido deste produto. O controle

integral então usa este sinal produto para retornar ao ponto de ajuste original. Um sinal de controle integral é geralmente usado em conjunto com o sinal corretivo proporcional. No controlador, o sinal integral adicional reduz o sinal de erro que fazia o desvio da saída do ponto de ajuste. Assim, durante um período de tempo, o desvio do processo do ponto de ajuste original 575 m^3/h é reduzido ao mínimo. Porém, esta correção leva um período relativamente longo.

Para apressar o retorno da variável para o ponto de ajuste, é adicionado ainda o controle Derivativo ao sistema Proporcional e Integral. O controle derivativo produz uma ação corretiva baseada na taxa de variação do sinal. Quanto mais rápida a variação com relação ao ponto de ajuste, maior é o sinal corretivo. O sinal derivativo é adicionado ao sistema Proporcional e Integral. Isto torna a ação mais rápida. O sistema de controle com as três ações em paralelo é o mais usado.

8.3. Funções PID do CLP

O bloco de função PID simplificado do controlador lógico programável tem os seguintes parâmetros:

1. um contato de entrada para habilitar o bloco
2. um número de identificação da malha
3. o tempo de atualização no bloco
4. bobina P que energiza quando a função é habilitada
5. bobina Q que energiza quando o tempo de atualização atinge uma varredura.

De um modo mais detalhado tem-se os seguintes parâmetros:

Descrições e valores funcionais

PID n	número de identificação do bloco PID
INPUT	registro em que a variável do processo é armazenada
OUTPUT	registro em que o algoritmo de saída é armazenado
SETPT	registro em que o ponto de ajuste é armazenado
ERROR	registro em que o valor do erro (SETPT – INPUT) é armazenado
DB	registro para o valor da banda morta
CHGMX	registro em que a máxima velocidade de variação permissível é armazenada
PGAIN	registro em que o ganho proporcional é armazenado
IGAIN	registro em que o termo integral é armazenado
DGAIN	registro em que o termo derivativo é armazenado

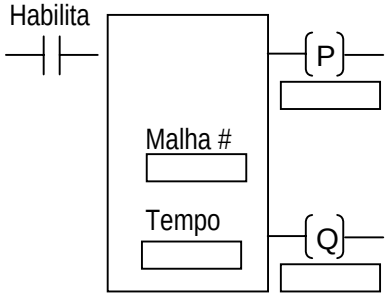
Entrada

EN	linha de habilitação
A/M	modo automático ou manual
HOLD	usado para grampear e para o controle lógico de transição

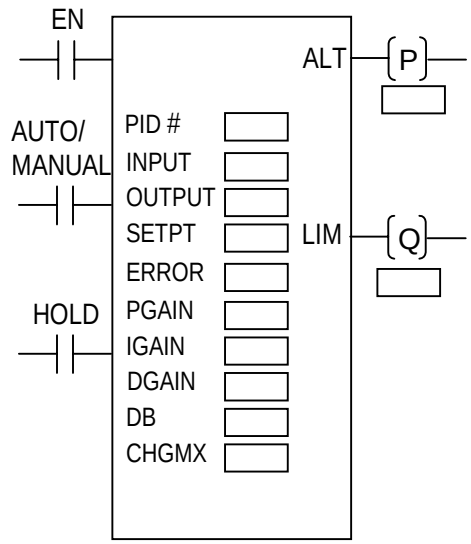
Saídas

P	bobina com número atribuído
Q	bobina de limite de saída usada na lógica

A maioria das funções no bloco é escrita como percentagem do ponto de ajuste. Os valores do bloco podem ser programados como constantes ou movidos entre os registros. DB, a banda morta, é efetivamente a tolerância aceitável do processo, em percentagem. Os três últimos parâmetros são ajustados através da sintonia do sistema em operação, para obter o melhor resultado possível do controle.

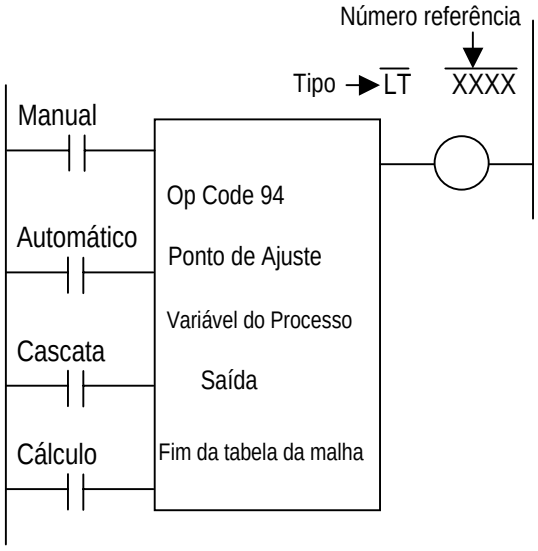


Bloco típico de controle no CLP



Função PID típica do CLP

O bloco de controle pode ser mais complexo ainda. Neste caso, há uma folha de especificação (work sheet) listando todas as funções dos registros, como ponto de ajuste, valores de sintonia, tempo, palavras de configuração.



Op Code 94 – Define a função literal (LT) como sendo uma função de controlador (LC) da malha

Ponto de Ajuste – Este valor é o valor desejado da variável de processo. Pode ser um valor constante ou armazenado em um específico:

- Registro de Hold (HR)
- Registro de entrada (IR)
- Registro de saída (OR)
- Grupo de entrada (IG)
- Grupo de saída (OG)

Variável de Processo – Este é o valor medido da variável independente envolvida no processo sob controle. Ela pode ser armazenada em

- Registro de Hold (HR)
- Registro de entrada (IR)
- Registro de saída (OR)
- Grupo de entrada (IG)
- Grupo de saída (OG)

Saída – Esta é a saída do controlador do processo usada para acionar o elemento final de controle para ajustar o processo sob controle. Ela pode ser armazenada em

- Registro de Hold (HR)
- Registro de saída (OR)
- Grupo de saída (OG)

Fim da tabela da malha – Especifica o ultimo registro mantido na tabela contendo dados requeridos pela operação de controle da malha. Pode ser menor que HR0032 ou maior que o mais alto registro de hold disponível no processo. Esta tabela é sempre de 32 registros hold (Na figura, HRXXXX-31 é o inicio e HRXXXX é o fim da tabela).

9. Controlador virtual

Um instrumento virtual é definido como u*ma camada de software, hardware ou de ambos, colocada em um computador de uso geral, de modo que o usuário possa interagir com o computador como se fosse um instrumento eletrônico tradicional projetado pelo próprio usuário.*

Controlador virtual é aquele construído dentro de um computador pessoal. Atualmente, são disponíveis aplicativos para desenvolver a face do controlador (template), seu bloco funcional PID e os programas intermediários para interligar imagens, layouts, blocos e sinais externos.

Do ponto de vista do operador usuário, é muito difícil ver rapidamente as diferenças entre um instrumento virtual, constituído de programa e equipamento e um real, que é apenas equipamento. O que se vê na tela do computador não dá imediatamente um entendimento da filosofia de base. Diferente de um hardware, em que se pode *abrir a caixa e olhar dentro*, a arquitetura no software é

abstrata e não é imediatamente visível para um olho nu.

Fig. 6.12. Controlador virtual na tela do monitor

Para dar um exemplo, quando se tem um computador pessoal com um circuito de aquisição de dados embutido, para um instrumentista ou operador de processo, o instrumento pode funcionar como indicador, registrador, controlador ou chave de atuação.

A única diferença entre o instrumento convencional e o virtual é o software e por isso tem se a idéia que *o software é o instrumento*.

Através do monitor de vídeo, teclado e mouse, o operador pode fazer tudo no processo industrial que é feito com o instrumento convencional, como:

1. alterar ponto de ajuste do controlador,
2. passar de automático para manual e vice-versa e em modo manual, atuar diretamente no elemento final de controle
3. estabelecer pontos de alarme de máximo e de mínimo
4. alterar os parâmetros da sintonia (ganho, tempo integral e tempo derivativo)

Adicionalmente, como o instrumento dentro do computador possui muito mais recursos, o operador pode:

5. ver a curva de resposta do controlador para atestar o resultado da sintonia
6. ver a curva de tendência histórica

Fig. 6.11. Vista frontal de um controlador virtual

Controlador virtual comercial

Como visto, o controlador é um instrumento que recebe um sinal de medição da variável controlada (PV), recebe um ponto de ajuste estabelecido pelo operador (SP) e gera um sinal de saída (MV), que é uma função matemática específica da diferença entre a medição e o ponto de ajuste. Tipicamente, o sinal de saída vai para uma válvula de controle.

O ponto de ajuste pode ser

1. local, estabelecido pelo operador
2. remoto, determinado por um outro sinal, por exemplo saída de outro controlador
3. remoto ou local, selecionado por uma chave

Todo controlador possui uma chave seletora para definir o modo de operação:

1. automático, quando a saída é determinada apenas pelo controlador, em função das ações e da diferença entre a medição e o ponto de ajuste
2. manual, quando a saída é gerada diretamente pelo operador

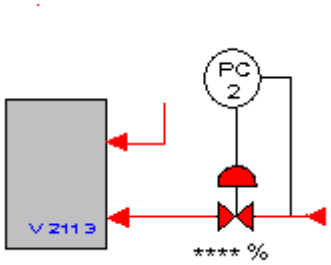


Fig. 20. Controlador aparecendo na tela de monitoração

O controlador pode ter ou não ter alarme. O alarme pode ser de baixa, de alta ou ambos. Como nos indicadores, o controlador sem alarme possui uma linha do balão preta e o controlador com alarme, linha vermelha. Todo controlador possui um balão com cinza escuro, para permitir a chamada da sua face frontal, através de um gatilho.

A seqüência do alarme do controlador é idêntica à do indicador.

Fig. 21.Face frontal do controlador, com ponto de ajuste apenas local

Face frontal do controlador

O balão cinza escura do controlador indica que há um gatilho nele. Quando o operador coloca o cursor sobre este balão, aparece a mãozinha vermelha. Quando ele clica sobre o balão, aparece ao lado e acima do balão a face frontal do controlador, permitindo ao operador ter mais informações sobre o controlador e atuar no processo através do controlador.

A face do controlador virtual é similar a de um controlador convencional, possuindo:

1. barra gráfica verde da variável medida (PV)
2. barra gráfica azul do ponto de ajuste (SP)
3. barra gráfica vermelha da saída do controlador (MV),
4. chave seletora A/M (automático/manual). Quando está em automático, aparece a chave **Auto** e quando está em manual, a chave **Manual**.
5. Chaves (4) de atuação manual da saída do controlador, atuável somente quando o controlador está em modo manual: uma lenta e outra rápida, uma subir e outra para descer. Estas chaves não estão habilitadas quando o controlador está em automático.
6. Chave seletora Remoto ou Local do ponto de ajuste (chave opcional)
7. Chaves (4) de atuação manual do ponto de ajuste local, atuável somente quando o controlador está com ponto de ajuste local: uma lenta e outra rápida, uma subir e outra para descer. Esta chave não está habilitada quando o controlador está em ponto de ajuste remoto.
8. Indicações digitais dos valores do ponto de ajuste (SP), variável medida (PV) e saída do controlador (MV), logo abaixo das barras gráficas.
9. Botão (ícone parecido com gráfico) para chamar a tela de tendência da variável controlada.
10. Indicação do status da abertura da válvula: A para aberta e F para fechada.
11. Botão para chamado das telas de sintonias P, I e D.

Ação Automática ou Manual

Todos os controladores possuem a opção de modo Automático ou Manual.

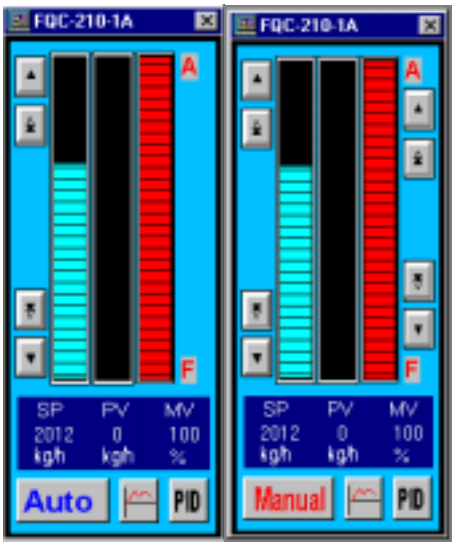


Fig. 22. Frontais do controlador: operação do controlador em modo Automático ou Manual

Em modo automático (**Auto**), a chave de alteração da saída não está habilitada. O operador pode alterar o ponto de ajuste local, atuando nas chaves à esquerda (SP), para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento. Em modo **Manual**, a chave de alteração do ponto de ajuste não está habilitada. Através das chaves de atuação da saída, o operador pode atuar diretamente no processo, para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento.

Quando o operador clica na chave virtual **Manual** ou **Auto** do frontal, aparece uma janela para confirmar ou cancelar a mudança.

Fig. 23. Imagem que aparece para confirmar ou canelar a transferência Auto-Manual da saída do controlador

Se o operador clicar em **Auto**, a ação muda ou continua em automático; se clicar em **Manual**, a ação muda ou continua em manual e se clicar em **Cancel**, a ação continua como está (nada é alterado).

Ponto de ajuste Remoto ou Local

Há controladores com ponto de ajuste local e controladores com ponto de ajuste local ou remoto (p. ex., controlador de relação de vazões).

Em modo **Manual**, a chave de alteração do ponto de ajuste não está habilitada. Em modo automático (**Auto**) e com o ponto de ajuste selecionado para **Local**, a chave de alteração do ponto de ajuste fica habilitada: o operador pode alterar o ponto de ajuste local, atuando nas chaves à esquerda (SP), para aumentar ou diminuir, de modo rápido ou lento. Enquanto o controlador estiver em modo Auto e com a chave de ponto de ajuste em **Remoto**, as chaves de alteração do ponto de ajuste desaparecem. Neste caso, o ponto de ajuste é alterado automaticamente, através de algum sinal externo que chegue ao controlador (tipicamente é a saída de outro controlador, quando os dois estão em controle cascata).

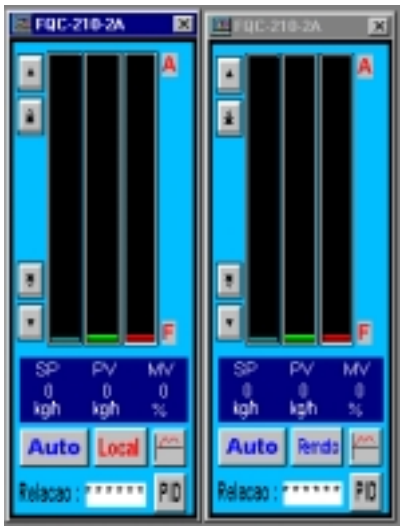


Fig. 24. Frontais do controlador Local ou Remoto

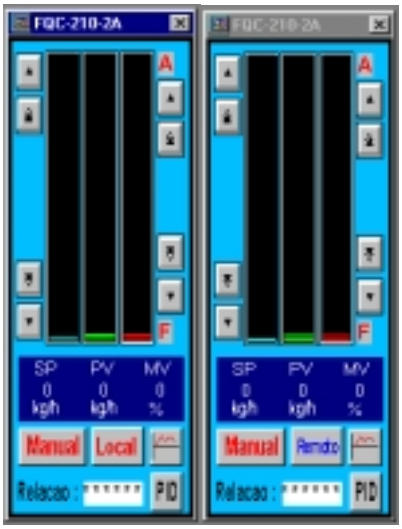


Fig. 25. Frontais do controlador Local ou Remoto

Quando o operador clica na chave virtual **Local** ou **Remoto** do frontal do controlador, aparece uma janela para confirmar ou cancelar a mudança.

Fig. 26. Imagem que aparece para confirmar ou canelar a transferência Local-Remoto do ponto de ajuste

Se o operador clicar em **Local**, a ação muda ou continua em local; se clicar em **Remoto**, a ação muda ou continua em remoto e se clicar em **Cancel**, a ação continua como está (nada é alterado).

Controle de relação

Há malhas com controle de relação de vazões de HCN e Propanona.

A saída do controlador de vazão de Propanona vai para o ponto de ajuste do controlador de vazão de HCN, passando por uma estação de relação (FFC). Esta relação pode ser ajustada pelo controlador, que clica no botão Relação

Fig. 27. Frontal de controlador com ponto de ajuste Remoto ou Local e modo de operação Manual e Automático. O controlador está em modo manual e o ponto de ajuste em local. Clicando nas chaves à esquerda (SP), o ponto de ajuste é alterado. Clicando nas chaves à direita (MV), a saída do controlador é determinada manualmente pelo operador.

Quando o operador clica na janela da indicação digital da **Relação**, aparece a janela para a alteração desta relação.

Fig. 28. Janela para entrar com novo valor da relação

Sintonia do Controlador

Quando o operador clica na tecla virtual **PID** aparece uma nova face frontal dos ajustes de sintonia do controlador.

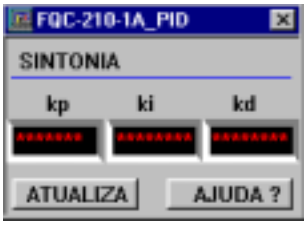


Fig. 29. Janela para sintonia do controlador

Clicando no botão X, na parte superior direita da janela de sintonia, ela é fechada (desaparece da tela).

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho proporcional (kp), aparece a tela para ajuste do ganho do controlador.

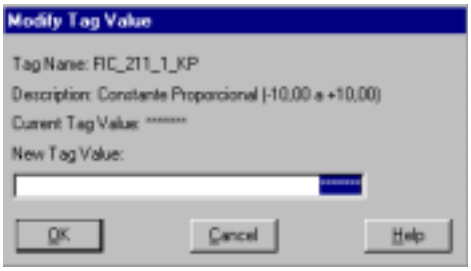


Fig. 30. Janela para entrar com o novo valor do ganho

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho integral (ki), aparece a tela para ajuste do ganho do controlador.

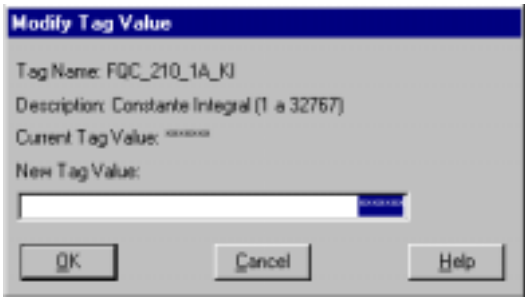


Fig. 31. Janela para entrar com novo valor do ganho integral

Quando o operador clica na janela com a indicação digital do ganho derivativo (kd), aparece a tela para ajuste da ação derivativa do controlador.

Fig. 32. Janela para entrar com novo valor do ganho derivativo

A sintonia do controlador (ajustes do ganho proporcional, ganho integral e ganho derivativo) é relativamente complexa e por isso, por enquanto, é feita apenas pelo Supervisor.

Clicando no botão X, na parte superior direita da imagem, a face frontal do controlador é fechada (desaparece da tela).

Tela de ajuda

Quando operador clica na tecla virtual ATUALIZA, o novo valor entra e foi feita a alteração. Quando o operador clica na tecla virtual AJUDA, aparece a tela de ajuda.

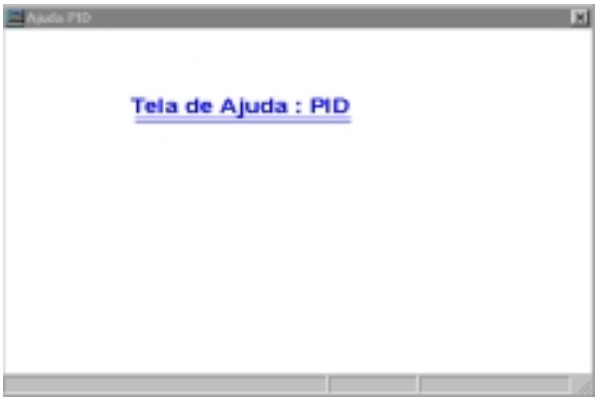


Fig. 33. Tela de ajuda de sintonia

Janelas de modificação de ajustes

Em todas as telas de modificação de ajustes (Modify Tag Value), há as seguintes informações:

1. Nome do tag (Tag Name)
2. Descrição do parâmetro alterado
3. Valor corrente
4. Novo valor a ser ajustado
5. Janela com o novo valor
6. Teclas para confirmar (OK), Cancelar (Cancel) ou de Ajuda (Help).

Se operador clica em OK, o novo valor é confirmado; se clica em Cancel, o antigo valor é mantido. Quando ele clica em Help, aparece a janela de ajuda.

Se o valor entrado está fora da faixa aceitável, aparece uma janela informando o fato e o operador tem que entrar com um valor aceitável.

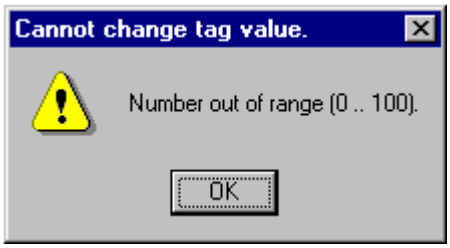


Fig. 34. Janela de alerta para entrada de valor inválido de qualquer parâmetro

Tendência do controlador

Quando o operador clica na chave virtual com um ícone de gráfico, aparece a tela com a tendência (real ou histórica) da variável controlada.

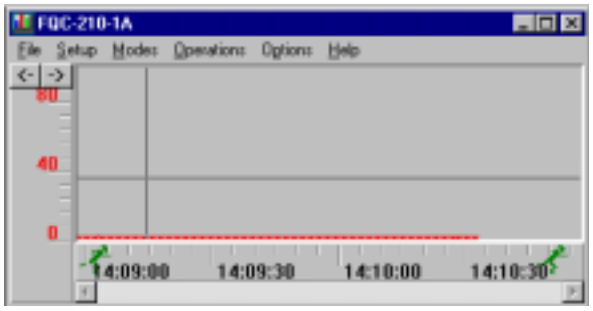


Fig. 35. Imagem do gráfico de tendência do controlador FQC-210-1A

No menu e em **Modes**, pode-se escolher a tendência real ou tendência histórica. Em tendência real, o gráfico mostra a variável em tempo real, a partir do instante zero. Em tendência real, o gráfico mostra o histórico da variável controlada. Clicando na barra de rolamento, pode-se andar para trás ou para frente no tempo.

7

Sintonia do Controlador

Objetivos de Ensino

1. *Apresentar as características da ação liga-desliga.*
2. *Mostrar as características, vantagens, limitações e aplicações das ações proporcional, integral e derivativa.*
3. *Apresentar recomendações para seleção e ajuste das ações de controle para as variáveis de processo vazão, pressão, nível e temperatura e pH.*
4. *Mostrar a filosofia e critérios para a sintonia da malha de controle.*
5. *Apresentar a mecânica da sintonia do controlador.*
6. *Apresentar os principais métodos de sintonia do controlador e os ajustes típicos das ações PID.*

1. Ação ou modo de controle

O modo do controlador pode indicar a maneira de como está sendo gerada a saída do controlador, se automática ou se manual.

O modo do controlador também pode se referir ao sentido de variação da saída do controlador, se direta ou se inversa em relação a variação da variável medida. A seleção da ação de controle apropriada estabelece a realimentação negativa, pela definição da direção da resposta do controlador.

Finalmente, o modo ou a ação de controle é usado para classificar a resposta da saída do controlador ao erro entre medição e ponto de ajuste. Os modos de controle são respostas especificas a uma variação na variável medida ou um sinal de erro. A analise dos modos de controle e suas combinações mostrarão como melhorar a estabilidade a velocidade da resposta de malhas fechadas com realimentação negativa.

O entendimento dos modos individuais em um controlador é essencial para a aplicação bem sucedida de um controle a realimentação negativa. Os modos de controle envolvem: liga-desliga, proporcional puro, integral e derivativo. Cada combinação possível representa um compromisso entre custo e desempenho.

Um controlador a realimentação negativa deve ser ligado a uma malha fechada e deve-se selecionar a ação adequada de controle, direta ou inversa, para estabelecer a realimentação negativa. Cumpridas estas premissas essenciais, o controlador pode resolver o problema do controle pela procura de tentativa e erro de uma saída que estabeleça o balanço entre todas as influências na variável controlada.

O controlador em uma malha a realimentação negativa está em uma posição difícil. Forças imprevisíveis podem influenciar a medição e as características dinâmicas da malha podem atrasar e distorcer as variações da saída do controlador, que é usada para reduzir o erro.

Neste ambiente, é errado acreditar que a malha de controle possa executar o controle desejado. Em vez disso, a relação entre o controlador e o processo é interativa. Aqui, o tamanho, o formato e a taxa de variação das alterações na saída do controlador são cruciais para o controlador restaurar a medição igual ao ponto de ajuste, quando há um distúrbio na carga ou no ponto de ajuste.

O modo de controle é uma resposta particular a uma variação na medição. As quatro respostas básicas são:

1. liga-desliga,
2. proporcional,
3. integral e
4. derivativa.

Podem existir variações nestas respostas básicas entre os diferentes fabricantes de instrumentação de controle. Às vezes estas respostas são identificadas com nomes diferentes ou são expressas em unidades diferentes. A resposta derivativa pode ser gerada de modos diferentes e pode haver diferentes graus de interação entre as ações proporcional, integral e derivativa.

Para situações especiais, muitas características extras foram adicionadas para melhorar o controle, tais como a realimentação externa ao modo integral, chaves de batelada, rastreamento e polarização da saída. Atualmente, a flexibilidade inerente aos equipamentos eletrônicos digitais aumenta a especialização e a variedade de algoritmos de controle. Mesmo assim, os sistema s de controle são ainda construídos tendo como base as ações PID.

Um controlador é um equipamento que não pensa, suas respostas devem estar previstas e embutidas em seus circuitos. É função do projetista selecionar as respostas apropriadas para cada aplicação diferente. Quando se especifica a combinação errada dos modos de controle, pode-se ter um pobre desempenho do sistema, um aumento da complexidade da sintonia e um aumento desnecessário do custo.

Embora exista uma infinidade de processos, com diferentes graus de dificuldade de controle, as três ações de controle: proporcional, integral e derivativa, aplicadas isolada ou combinadamente permitem o controle da maioria dos processos de modo satisfatório.

Numa grande indústria petroquímica típica, em cerca de 1 000 malhas de controle tem se a proporção de controladores mostrada na Tab. 1:

Tab. 7.1 - Freqüência das ações de controle

Ações	Percentagem
P + I	60%
P	25%
P+I+D	14%
On-Off	0,5%
Não-linear	0,5%

Pela análise da tabela, percebe-se que a quase totalidade dos controladores possui o modo proporcional, a maioria possui o modo integral e a minoria possui o modo derivativo. Não foram computadas as malhas de controle liga-desliga (on-off) executado por chaves, mas apenas o controle executado por controladores.

O algoritmo de controle proporcional, integral e derivativo (PID) foi desenvolvido no início da implantação do controle, na década de 40 e resistiu heroicamente ao aparecimento das novas técnicas digitais e ainda hoje é largamente usado, mesmo em sistemas de controle com computadores digitais e é anunciado como vantagem de venda sua incorporação em controladores lógico programáveis.

2. Ação Liga-Desliga

2.1. Conceitos

A ação liga-desliga é também chamada de: duas posições, on-off, tudo ou nada, 0-1, controle radical, bang-bang.

A ação liga-desliga pode ser considerada como o caso limite da ação proporcional, com o ganho infinito ou com a banda proporcional igual a zero.

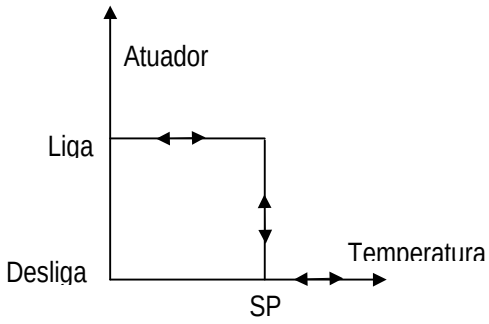


Fig. 7.1. Saída de controlado liga-desliga.

A ação liga-desliga é discreta e não contínua. A saída do controlador só assume um de dois valores possíveis: ou 0 ou 100%. Consequentemente, a válvula de controle só pode assumir duas posições: ou totalmente fechada (0%) ou totalmente aberta (100%). Não há posição intermediária e não há meio termo, por isso é chamado de controle radical.

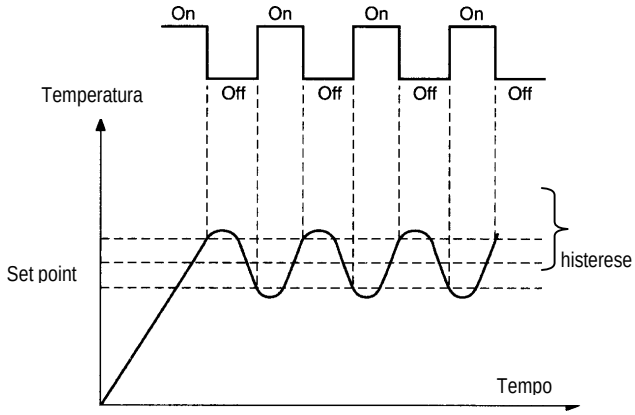


Fig. 7.2. Saída do controle liga-desliga, com um único ponto para ligar e desligar, sem histerese

A característica do controle liga-desliga é uma oscilação com amplitude constante em torno do ponto de ajuste, enquanto a carga do processo se mantiver constante. A amplitude e a frequência da oscilação irão depender da capacidade e do tempo de resposta do processo. Quando o processo é rápido, a inércia do processo é pequena, a saída do controlador varia muito rapidamente. A amplitude da oscilação fica pequena mas a frequência é grande, pois a válvula irá abrir e fechar muitas vezes e rapidamente.

Sempre que a medição passa pelo ponto de ajuste, a saída do controlador assume o outro valor. Deste modo, no controle liga-desliga a medição quase nunca é igual ao ponto de ajuste, porém, a sua média é igual ao ponto de ajuste.

A ação liga-desliga também possui o modo direto ou inverso. Na ação direta, a saída do controlador é 100% quando a medição está acima do ponto de ajuste e 0% quando está abaixo. A ação é inversão quando a saída é 0% para a medição maior do que o ponto de ajuste e 100% para a medição abaixo do ponto de ajuste.

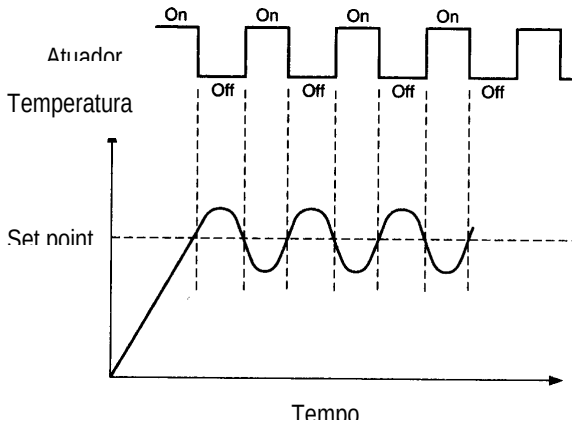


Fig. 7.3. Saída de um controle liga-desliga com dois pontos: um ponto ligar e outro para desligar.

.2. Aplicações

Por ser muito simples e econômico, o controlador liga-desliga é aplicado quando:

1. não há necessidade de controle estável e exato e admite-se oscilação da variável
2. o processo é lento, podendo suportar grandes variações da demanda, tendo uma pequena amplitude e um longo período de oscilação. A aplicação do controle liga-desliga em processo rápido implicaria em grande amplitude e curto período de oscilação, que significa má qualidade de controle e acionamento freqüente do elemento final de controle 3. a energia da entrada do sistema seja relativamente pequena, quando comparada com a energia já existente no processo, ou seja, quando o processo tem grande capacidade e pequena demanda.

O controle liga-desliga é utilizado tipicamente em sistemas de ar condicionado, sistema de refrigeração domestica e sistema de aquecimento, quando a temperatura pode variar, sem problemas para o sistema, dentro de uma faixa e em torno de um valor de referência.

O sistema de controle liga-desliga é também utilizado em desligamento de segurança (shut down), para a proteção de pessoal e equipamento, durante as condições anormais de processo. Nestas

aplicações, o controle liga-desliga é realizado através de chaves acionadas pela temperatura (termóstato), pela pressão (pressostato), pelo nível, pela vazão e pela posição (chaves fins de curso).

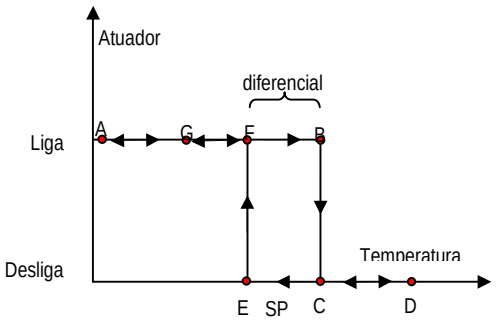


Fig. 7.4. Função de transferência do controlador liga-desliga com histerese.

Outra representação da curva de histerese – função de transferência do controlador liga desliga com histerese é mostrada na **Fig.** 7.4. Assumindo que a temperatura do processo esteja muito abaixo do ponto de ajuste (SP), o sistema está no ponto A e o atuador está ligado. Enquanto o atuador estiver ligado, a temperatura irá subir, indo de A para B, através de F, quando a saída se desliga e cai para o ponto C. A temperatura pode continuar subindo levemente até o ponto D antes de diminuir para o ponto E, por causa da inércia do processo. Em E a saída novamente fica ligada. A temperatura pode continuar caindo levemente até o ponto G antes de subir para B, repetindo o ciclo.

3. Ação Proporcional

3.1. Conceito

A ação proporcional é assim chamada porque a posição do elemento final é proporcional a amplitude do erro entre a medição e o ponto de ajuste.

A ação proporcional é a ação corretiva do controlador que é proporcional ao valor do desvio entre a medição e o ponto de ajuste. É uma ação de controle contínua, analógica, uniforme. A saída do controlador é proporcional a amplitude do erro: grandes variações do processo provocam grandes variações no sinal de saída do controlador proporcional, que provocam grandes deslocamentos na abertura da válvula de controle e pequenas variações na medição da variável controlada provocam pequenas variações do sinal de controle e consequentemente pequenas variações na abertura da válvula.

No controle proporcional a válvula de controle pode assumir qualquer valor intermediário entre 0 e 100% de abertura. O controlador pode emitir uma infinidade de sinais diferentes para a válvula de controle.

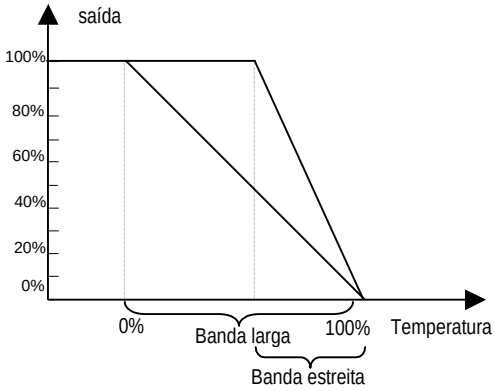


Fig. 7.5**.** Banda proporcional larga e estreita

3.2. Relação Matemática

Matematicamente, a saída do controlador proporcional puro, com apenas a ação de controle proporcional, vale:

$$s = s_0 + K_c e$$

ou

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} e$$

pois

$$K_c = \frac{100\%}{BP}$$

onde

s é a saída instantânea do controlador,
s_0 é a saída particular do controlador, quando o erro é zero ou seja, quando a medição é igual ao ponto de ajuste.
K_c é o ganho do controlador,
e é o erro entre a medição e o ponto de ajuste
BP é a banda proporcional do controlador

A saída proporcional é constante e igual a c_0 quando o erro é zero. Esse valor da saída do controlador, quando a medição é igual ao ponto de ajuste, é chamado de polarização do controlador. Geralmente está a 50% da faixa de saída do controlador. Quando pneumático, a saída de polarização vale 9 psig (60 kPa) . Se eletrônico e de corrente, a saída do controlador proporcional vale 12 mA cc; se eletrônico e de tensão de 0 a 10 V cc, o valor de polarização é de 5V.

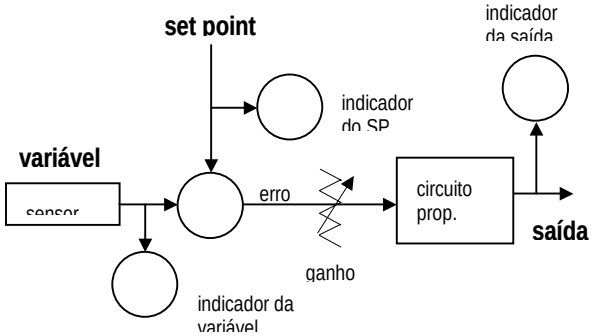


Fig. 7.6. Diagrama de blocos do controlador proporcional.

A velocidade de variação da saída proporcional é proporcional a derivada do erro ou da taxa de variação do erro:

$$\frac{ds}{dt} = \frac{100\%}{BP} \frac{de}{dt}$$

A equação anterior mostra que a saída do controlador é constante quando o erro é zero ou constante e a saída do controlador proporcional se estabiliza mesmo que fique o desvio permanente. A saída varia apenas quando o erro varia.

Erradamente se pensa que a saída do controlador é zero, quando o erro é zero. Isto seria impraticável pois a saída zero implica em elemento final de controle 0 ou 100%. Por este motivo, é teoricamente possível e comercialmente disponível o controlador com o modo integral isolado mas não é possível o controlador com o modo derivativo isolado. A maioria dos fabricantes ajusta de fabrica a constante c_0, chamada de polarização do controlador em 50%.

O ponto de ajuste do controlador proporcional é estabelecido para uma determinada carga do processo. Quando o processo varia sua carga, a medição irá se desviar do ponto de ajuste, provocando um erro. O controlador irá produzir um sinal de correção, proporcional ao erro entre medição e ponto de ajuste. Como o processo não responde instantaneamente as suas variações de carga, como a correção é proporcional ao erro, a correção nunca será satisfatória e como resultado, para a nova carga do processo, haverá um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste.

Quando ocorrer uma variação da carga do processo, a medição se afasta do ponto de ajuste. O controlador sente o erro e produz um sinal de correção que irá aproximar a medição nova do antigo ponto de ajuste. Porém, a nova medição nunca será igual ao ponto de ajuste, pois as condições do processo foram alteradas. Há um desvio permanente.

Quando a banda proporcional do controlador é muito larga, o controlador é pouco sensível e haverá um grande desvio permanente. Para diminuir o desvio permanente deve se estreitar a banda

proporcional do controlador, tornando-o mais sensível. Pode-se pensar que a solução para eliminar o desvio permanente é a diminuição da banda proporcional. Quando se diminui a banda proporcional além de um determinado limite, o processo oscila. A saída do controlador começa a variar segundo uma senóide, de modo aleatório e independente do erro. Na prática e na teoria, é impossível se eliminar o desvio permanente com o controle proporcional. Para cada processo existirá um ajuste de banda proporcional crítico que produz o mínimo desvio permanente. Quando se diminui a banda além do valor crítico, tentando eliminar o desvio permanente, aparece a oscilação no processo.

O desvio permanente é resultado da variação da carga do processo. Para uma determinada carga do processo e para um determinado ponto de ajuste se conseguiu uma estabilidade do processo e se tem a medição igual ao ponto de ajuste.

O objetivo da ação proporcional é o de estabilizar a variável controlada. A ação proporcional é realizada no controlador através de uma realimentação negativa do sinal de saída para a entrada da estação automática do controlador, para diminuir o seu ganho. Quanto maior a taxa da realimentação negativa, menor é o ganho do controlador ou maior é a banda proporcional. O ajuste da banda proporcional do controlador é o ajuste da quantidade de realimentação negativa feita pelo controlador.

A ação proporcional é instantânea; ela está em fase com o erro entre a medição e o ponto de ajuste. Matematicamente, a ação proporcional independe do tempo. Em termos práticos, a ação proporcional cuida de *quanto* deve ser corrigido, sem levar em consideração o *quando*.

No controlador proporcional, existe apenas uma saída para a qual a medição é igual ao ponto de ajuste. O controle executado pelo controlador proporcional só é perfeito, sem erro entre medição e ponto de ajuste, para uma determinada carga do processo. Quando há variação da carga a saída do controlador estabiliza a variável controlada, porém em um valor diferente do ponto de ajuste.

3.3. Desvio Permanente

Como todo processo possui atraso, a desvantagem da ação proporcional é que ela sempre deixa um desvio permanente (*off set*) entre a medição e o ponto de ajuste, quando há variação da carga do processo.

O desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste deixado pela ação proporcional é , até certo ponto, diretamente proporcional a largura da banda proporcional. Quando se ajusta a banda proporcional em valores muito pequenos e o controlador não possui as outras ações de controle, a malha de controle oscila na frequência natural do processo.

No controlador proporcional, a banda proporcional tem largura e posição fixas e se situa em torno do ponto de ajuste. Só há controle automático dentro da banda proporcional.

O controlador com a ação proporcional estabiliza a variação do processo, dentro de sua banda proporcional. O processo se estabiliza, porém, fora do ponto de ajuste. Há apenas uma única condição do processo e do controlador para que a medição seja igual ao ponto de ajuste. Quando o processo sai dessa condição, por causa da variação da sua carga ou por causa da variação do ponto de ajuste, a medição irá se estabilizar em um novo ponto, dentro da banda proporcional, porém, haverá um desvio permanente entre a medição estabilizada e o ponto de ajuste. A tentativa de se fazer o controlador proporcional controlar o processo em um ponto, provoca oscilação no processo.

O controlador proporcional só controla quando a medição da variável está dentro de sua banda proporcional. Por exemplo, se a banda proporcional do controlador está entre 80 e 100 ^{o}C, e o ponto de ajuste é 90 ^{o}C, só há controle automático dentro dessa faixa de medição. Para a temperatura de 80 ^{o}C a válvula estará na posição limite de fechamento e estará fechada quando a temperatura for menor que 80 ^{o}C. A partir dessa temperatura, ela começará a abrir e estará totalmente aberta em 100 ^{o}C. A válvula não pode controlar a temperatura até 120 ^{o}C, pois

não pode abrir mais que 100%. Também não há controle para temperaturas menores que 80 ^{o}C, pois a válvula não pode fechar além de 0%.

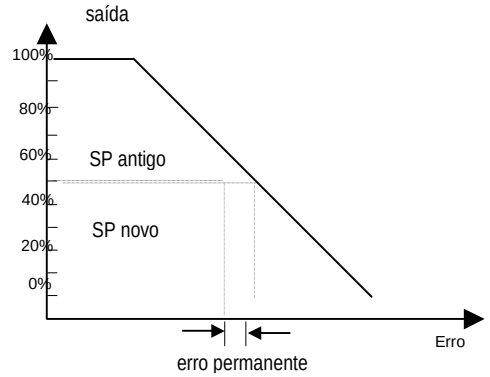


Fig. 7.7. Aparecimento do erro permanente (offset) devido a variação do ponto de ajuste (SP)

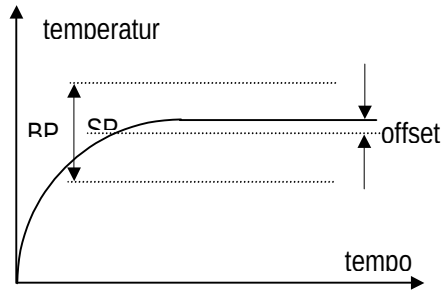


Fig.7.8. Processo se estabiliza porém fora do ponto de ajuste, deixando offset.

O formato da resposta da ação proporcional é sempre igual e em fase com o formato do distúrbio. A resposta da ação proporcional ao degrau é um degrau, com amplitude maior (banda menor que 100%) ou menor (banda maior que 100%). Quando o distúrbio é uma rampa, a ação proporcional correspondente é também uma rampa, com inclinação função da banda proporcional e com e com a direção em função da ação direta ou inversa do controlador. Quando o erro é uma senóide, a ação proporcional é uma senóide em fase e com amplitude função da banda proporcional.

3.4. Reset manual e automático

O desvio permanente pode ser removido (resetado) manual ou automaticamente. Na instrumentação eletrônica tradicional, o reset manual usa um potenciômetro para deslocar a banda proporcional eletricamente. A quantidade do desvio da banda proporcional deve ser dado pelo operador em pequenos incrementos durante um período de tempo, até que a saída do controlador satisfaça a demanda do processo no ponto de ajuste.

O reset automático usa um integrador eletrônico para fazer a função de reset. O sinal desvio (erro ou diferença entre medição e ponto de ajuste) é integrado em relação ao tempo e a integral é somada ao sinal de desvio para mover a banda proporcional. A saída é assim aumentada ou diminuída automaticamente para trazer a medição de volta ao ponto de ajuste. O integrador mantém variando a saída do controlador e assim a variável controlada, até que o desvio fique igual a zero (medição igual ao ponto de ajuste). Quando o desvio fica zero, a saída para o integrador também é zero e sua saída para de variar. Assim que esta condição é atingida, o valor correto do reset é mantido pelo integrador. Assim que ocorrer nova alteração no processo, haverá novo desvio, que faz o integrador integrar e aplicar nova ação corretiva à saída. O termo integral do controlador age continuamente para tentar fazer o desvio igual a zero. Esta ação corretiva deve ser aplicada lentamente, mas lentamente que a velocidade de resposta da carta. Quando a ação integral for muito rápida, o processo oscila.

A **Fig**. 7.8 corresponde a um processo aquecido com um aquecedor de 2000 W. A relação entre o calor da entrada e a temperatura do processo, mostrado pela curva do processo, assumido linear. A função de transferência para um controlador com uma banda proporcional de 200 ^{o}C, mostrada para três diferentes pontos de ajuste nas curvas I, II e III. A curva I com um ponto de ajuste em 200 ^{o}C intercepta a curva do processo a um nível de potência de 500 W, que corresponde a uma temperatura do processo de 250 ^{o}C. O offset neste ponto de ajuste é de 50 ^{o}C (250 – 200 ^{o}C). A curva II, com ponto de ajuste em 500 ^{o}C, corta a curva do processo em 1000 W, que corresponde a uma temperatura de 500 ^{o}C e não há offset, desde que a temperatura

corresponde a 50% da potência. A curva III, com um ponto de ajuste de 800 ^{o}C intercepta a curva do processo em 1500 W, que corresponde a uma temperatura de 750 ^{o}C e o offset nestas condições é de -50 ^{o}C (750 - 800 ^{o}C). Estes exemplos mostram que o desvio permanente (offset) depende da função de transferência do processo, da banda proporcional (ganho) e do ponto de ajuste.

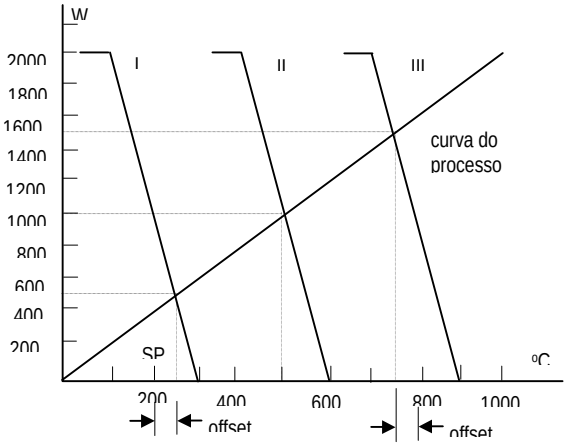


Fig. 7.9. Mecanismo pelo qual ocorre desvio permanente (offset) com controlador proporcional.

3.5. Aplicações da Ação Proporcional

O controlador com a ação proporcional isolada é aplicado nos processos com pequena variação da carga e em processos onde pode haver pequenos desvio da medição em relação ao ponto de ajuste.

O controlador proporcional é aplicado no controle do processo onde a estabilidade é mais importante que a igualdade da medição com o ponto de ajuste.

O nível é a variável que é tipicamente controlada apenas com a ação proporcional.

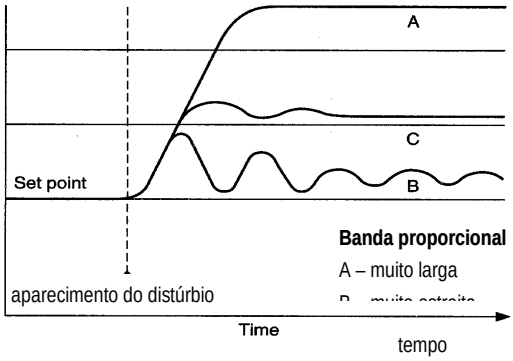


Fig. 7.10**.** Característica de um controlador P.

Na **Fig**. 10, a curva A é resultante de uma banda proporcional muito larga, com grande desvio permanente. O desvio pode ser diminuído pelo estreitamento da banda proporcional. Instabilidade acontece quando a banda proporcional for muito estreita, como na curva B. Tem-se o controle ótimo, como mostrado na curva C, quando se ajusta a banda um ponto mais larga que a banda que provoca oscilação. Se os parâmetros do processo variam com o tempo ou se as condições de operação mudam, é necessário fazer nova sintonia do controlador ou usar uma banda proporcional mais larga para evitar a instabilidade.

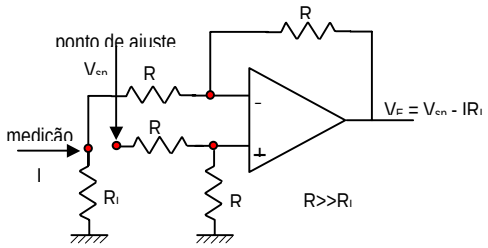


Fig. 7.11. Circuito de detecção do erro entre medição e ponto de ajuste com amp op.

4. Ação Integral

4.1. Conceito

A ação integral é proporcional à integral, no tempo, do erro entre a medição e o ponto de ajuste. Ou, interpretando a integral, é a ação corretiva proporcional a duração do erro existente entre a medição e o ponto de ajuste.

A ação integral discrimina o erro entre a medição e o ponto de ajuste pela sua duração: O erro que dura muito tempo para ser eliminado produz uma grande ação corretiva, o erro de curta duração gera uma pequena ação integral de correção.

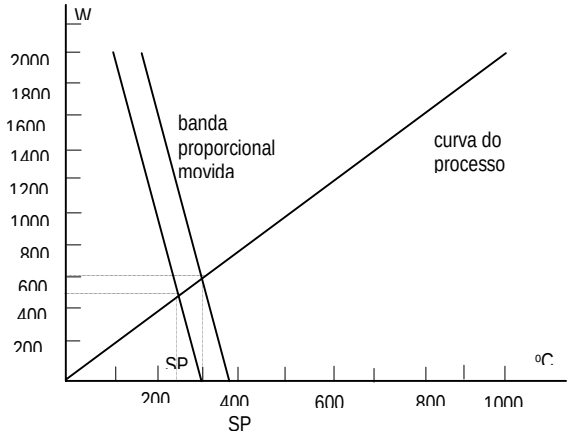


Fig. 7.12. Mecanismo pelo qual a ação integral elimina o erro permanente (offset) do controlador

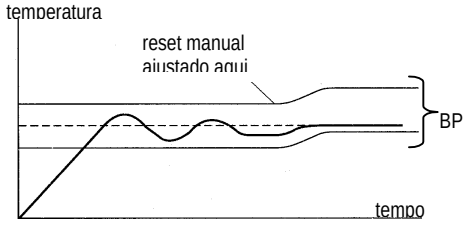


Fig. 7.13. Reset manual do controlador proporcional

A ação integral é uma ação de controle complementar à ação proporcional. O seu propósito é o de prover a ação de controle adequada com as variações da demanda ou do suprimento do processo. Como estas variações de carga do processo implicavam na existência do desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste, o objetivo da ação integral é o de eliminar o desvio permanente deixado pela ação proporcional. Por esta função, a ação integral é chamada de ação reset ou de reajuste. Ela elimina o erro residual, reajustando o valor da medição igual ao ponto de ajuste.

A ação integral elimina o desvio permanente porém não elimina o pico do erro (*overshoot*) desde que o pico ocorre antes que a ação integral comece a atuar. A ação integral, quando associada a ação proporcional, começa atuar depois da ação proporcional; ela está atrasada em relação a ação proporcional.

A ação integral está comumente associada a ação proporcional. A quantidade da ação integral fornecida pelo controlador está diretamente ligada a correção do modo proporcional. A ação integral repete a ação proporcional dentro de um determinado período de tempo. Essa ação repetida se processa continuamente até que a medição fique igual ao ponto de ajuste.

4.2. Relação Matemática

A expressão matemática da saída com a ação integral associada à proporcional é:

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} e + \frac{1}{T_i} \int e dt$$

onde

Ti é o tempo integral,

$\frac{1}{T_i} \int e dt$ é a ação integral

Pode-se ter também o ganho proporcional atuando simultaneamente na ação proporcional e na ação integral, ou seja,

$$s = s_0 + \frac{100\%}{BP} \left[e + \frac{1}{T_i} \int e dt \right]$$

Quando há um erro, a saída integral varia em uma velocidade proporcional ao erro multiplicado por uma constante K_i, chamada de taxa da ação integral:

$$\frac{ds}{dt} = K_i e$$

Faz se uma certa confusão entre ação integral e tempo integral, pois eles são o inverso um do outro. O tempo integral é o tempo que a ação integral leva para alcançar ou repetir a ação proporcional e a ação integral é a quantidade de vezes que a ação proporcional é repetida, na unidade de tempo. São disponíveis controladores com ajustes de ação integral (repetição por tempo) e em tempo integral (tempo por repetição). Dimensionalmente, o correto para a ação integral deve ser o número de repetições por unidade de tempo e para o tempo integral, a unidade de tempo por repetição.

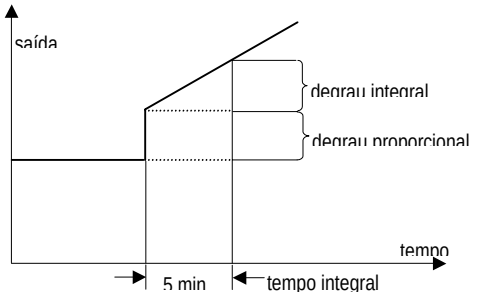


Fig. 7.14. Definição de tempo integral

4.3. Características

Na sintonia do controlador é comum a eliminação temporária do efeito da ação integral e portanto é necessário saber, *a priori*, como é o ajuste do controlador. Quando o ajuste é da ação integral (repetição/tempo), elimina-se completamente a ação integral do controlador ajustando-se o tempo integral no valor máximo, idealmente igual a infinito. Quando o ajuste é da tempo integral (tempo/repetição), elimina-se completamente a ação integral ajustando-se o tempo integral no valor mínimo, idealmente igual a zero.

Outro modo de se ver a ação integral está relacionado com a posição da banda proporcional. A ação integral desloca a banda proporcional, quando a carga do processo ou o ponto de ajuste é alterado, de modo que o ponto de ajuste fique sempre no meio da banda. No controlador proporcional, só havia um único ponto para a medição ficar igual ao ponto de ajuste, em todos os outros pontos havia um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. No controlador proporcional e integral, o controlador manterá saída variando continuamente até que a medição volte a ficar igual ao ponto de ajuste.

Quando se tem um distúrbio tipo degrau (K), a ação integral é uma rampa (t), que começa a atuar do zero e fornece uma saída sempre crescente, obrigando o atuador a variar até eliminar o erro residual. A resposta integral ao distúrbio tipo rampa (t) é uma parábola (t^2) e a uma senóide, é outra senóide atrasada.

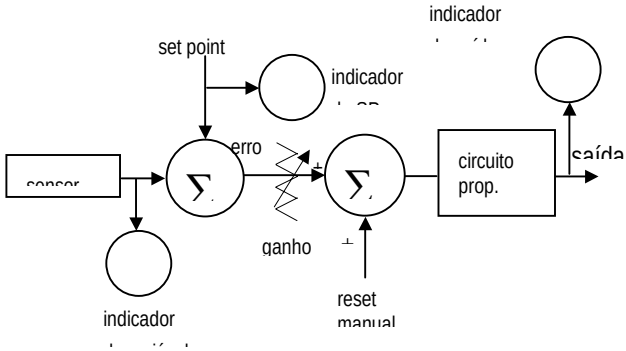


Fig. 7.15. Diagrama de blocos do controlador proporcional com reset manual

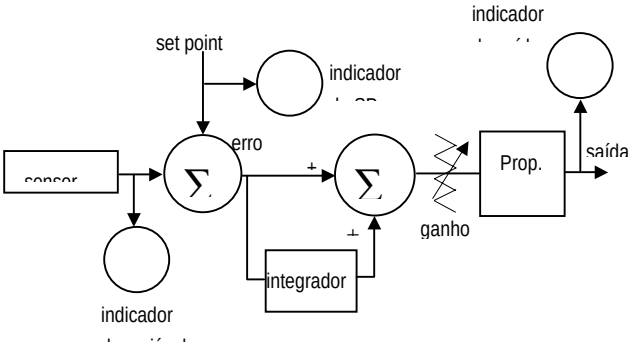


Fig. 7.16. Diagrama de blocos do controlador proporcional mais integral (PI)

Fisicamente, a ação integral é uma realimentação positiva atrasada. Por ser realimentação positiva, a adição da ação integral piora a estabilidade da malha de controle. Quando se tem um controlador proporcional, com uma determinada banda proporcional ajustada, a adição da ação integral requer o aumento da banda proporcional, para manter a mesma estabilidade da malha. Quando o ajuste da ação integral for tal que a realimentação

positiva prevalece sobre a negativa ou anule a negativa, haverá a oscilação crescente ou no mínimo, a oscilação constante da variável controlada.

Quando se faz o estudo da estabilidade do sistema de controle através da técnica de Root-locus, sabe se que a adição de pólos na função transferência piora a estabilidade relativa do sistema de malha fechada. A colocação da ação integral significa acrescentar um termo 1/sT, ou seja, um polo na função transferência da malha fechada.

Quando se diminui o tempo integral ou aumenta se a ação integral, diminui se o erro permanente mas a malha é mais oscilatória. Quando se diminui demais o tempo integral, aparece uma oscilação, com um período maior que o período natural do processo.

Na realização prática do controlador proporcional mais integral, a ação integral é desempenhada por um elemento capacitivo e um elemento resistivo. O ajuste da fino da ação integral é feita através da restrição que pressuriza o fole capacitivo. O ajuste grosso é feito através da seleção de diferentes elementos capacitivos. Quando se ajusta o tempo integral muito curto (ação integral muito grande) o controlador pode levar o sistema para a oscilação, pois a realimentação positiva da ação integral anulou a realimentação negativa da ação proporcional muito rapidamente.

Quando se tem um controlador proporcional mais integral em uma malha que está oscilando, é possível saber se a oscilação foi provocada pela banda proporcional muito estreita ou pela ação integral muito grande, desde que se conheça a freqüência de oscilação natural do processo. A oscilação provocada pela banda proporcional muito estreita possui a mesma freqüência da oscilação natural do processo. A oscilação provocada pela ação integral muito grande possui menor freqüência de oscilação que a freqüência natural do processo. A oscilação provocada pela ação integral é relativamente mais lenta que a provocada pela ação proporcional.

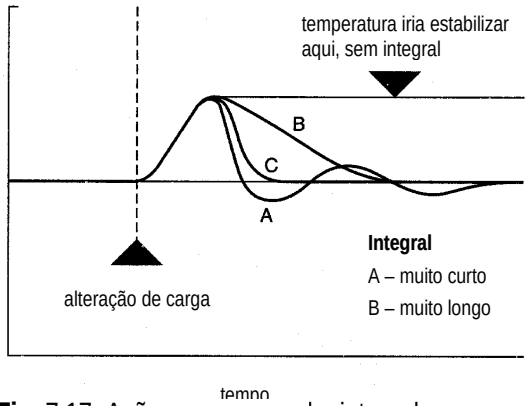


Fig. 7.17. Ações proporcional e integral

Para aplicações onde há grande e freqüente variação de carga do processo, usa-se um controlador P+I. Constante de tempo integral muito grande faz o processo voltar para o ponto de ajuste de modo demorado, como na curva B. Constante de tempo muito pequena faz o processo oscilar de modo amortecido, cruzando o ponto de ajuste várias vezes, antes de se estabilizar, como mostrado na curva A. A curva ideal é quando a variável controlada volta para o ponto de ajuste

4.4. Saturação do Modo Integral

A maioria dos controladores de processo possui a ação integral, ora associada apenas ao modo proporcional, ora associada as outras duas ações, proporcional e derivativo. A utilidade da ação integral é a de eliminar o desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste. Porém, a ação integral pode ser prejudicial ao controlador, provocando a saturação da sua saída.

Na prática, a saída do controlador ultrapassa o valor de 100% da saída e vai atingir o valor da alimentação do sistema. Em números, no controlador pneumático, a saturação do modo integral leva a saída do controlador até 20 psig, muito além do limite de faixa, que é 15 psig. Se o controlador é eletrônico, com o sinal padrão de 0 a 10 V cc, alimentado por +15 V cc e -15 V cc, a saída irá para +15 V cc, também além 50% do fim de escala, que seria +10 V cc. Aliás, o fenômeno de saturação, a depender da ação direta ou

inversa do controlador, pode acontecer também no início da faixa. Nesse caso, o controlador fica com a saída saturada em 0 psig ou 0 V cc.

Esse fenômeno é chamado de saturação do modo integral ou *reset wind up* ou, menos comumente, de *reset wind down*, quando a saída vai para o princípio da faixa.

4.5. Aparecimento da Saturação

A saturação do modo integral pode ocorrer nas seguintes situações:

1. a ocorrência de uma variação brusca e demorada, tipo degrau, entre a medição e o ponto de ajuste da variável de processo.
2. a carga do processo excede os limites da variável manipulada
3. a manipulação da variável é obstruída por uma falha de equipamento, como desligamento de bomba, falta de energia, bloqueio da válvula, emperro da haste da válvula.
4. o elemento final de controle atinge seus limites físicos.
5. e existência do processo batelada. Enquanto o processo ficar parado para a recarga e o controlador ficar ligado em automático, a medição é zero, o ponto de ajuste é finito e o controlador vai variar a saída para inutilmente tentar fazer a medição subir para o ponto de ajuste. O resultado dessa tentativa de controle é a saturação da sua saída.
6. a válvula de controle é atuada por um controlador, selecionado entre n controladores. Apenas há um controlador responsável pelo controle e os outros (n-1) controladores ficam em espera, inativos, com as saídas terminando no seletor de sinais. Esses (n-1) controladores podem saturar suas saídas, se tiverem o modo integral.
7. o processo com sistema de controle em cascata. Há determinadas situações que levam o controlador primário e depois, todo o sistema para a saturação.

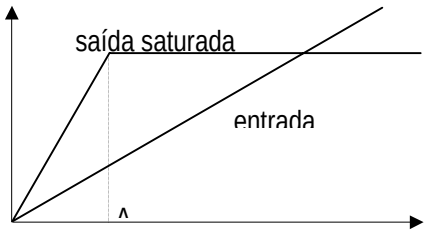


Fig. 7.19. Saída saturada. Depois do ponto A, a entrada aumenta porém a saída contínua no valor de saturação (no fim da faixa ou em 100%).

4.6. Eliminação da Saturação do Integral

A saturação do controlador é sempre indesejável; pois a perda do controle pode levar o processo para condições inseguras e pode provocar ultrapassagem proibitivas da medição em relação ao ponto de ajuste. Assim, a saturação do integral deve ser minimizada, quando não for possível elimina-la.

Em certas condições, o modo mais obvio de se evitar a saturação do controlador é a operação manual. Ora, desligar o controlador durante a parada do processo tipo batelada e parti-lo manualmente, certamente evita a saturação do controlador. Porém, tal solução não é automática nem inteligente.

O efeito da saturação do modo integral pode, ainda, ser diminuído colocando-se limites, de máximo ou de mínimo, no sinal de saída do controlador. Há inconveniências, pois, os limites não podem ser ajustados dentro de 0 a 100% da faixa de controle sem prejuízo da operação normal do controlador.

Em controladores eletrônicos, onde é mais fácil e econômico se obter tais limites, os circuitos limitadores são disponíveis de modo padrão. Há quem diga que tais controladores sejam inerentemente anti-saturação do integral. Isso não é rigoroso nem correto. Obviamente a saída do controlador fica confinada aos limites impostos pelos ajustes de máximo e de mínimo. Porém, ainda poder haver saturação do modo integral, só que em outros valores. Os limitadores não eliminam os problemas de ultrapassagem da medição em relação ao ponto de ajuste.

O que se pode dizer desses controladores, com limitadores do sinal da saída, é que eles não entram em saturação em malhas comuns, por causa de sua realimentação interna. Porém, sistemas complexos exigem realimentação externa e outras providências adicionais para se eliminar a saturação do controlador.

O arranjo preferencial é adicionar uma realimentação externa ao modo integral do controlador. A realimentação externa substitui o circuito de limitação da saída. Nos controladores eletrônicos modernos, que utilizam circuitos integrados para os amplificadores operacionais, a realimentação externa passa por um amplificador operacional e o circuito contem potenciômetros que ajustam o valor de atuação, onde deve ser limitada a saída do controlador. Mesmo com a opção de realimentação externa ao modo integral, é ainda possível a opção de limitação, superior e inferior do sinal de saída do controlador, prevalecendo o de menor valor. Por isso deve-se tomar cuidado nos ajuste do valor batelada, máximo e mínimo, para que se possam usar os máximos recursos do controlador. Os ajustes mal feitos de uma opção podem bloquear a atuação da outra opção.

Finalmente, porque a mais complexa e a de mais recursos, há a configuração utilizando-se a chave batelada, com ajuste adicional de precarga. Como essa situação é muito freqüente, já são disponíveis controladores tipo batelada, que incorporam em seu circuito a unidade batelada. Além de evitar a saturação do modo integral, o controlador batelada torna possível a partida automática do processo sem ultrapassagem do ponto de ajuste pela medição. A chave batelada possui ajustes: ajuste batelada, que define o valor de atuação da chave e o ajuste de precarga, que precondiciona o controlador para a partida automática na retomada do processo.

5. Ação Derivativa

5.1. Conceito

A ação derivativa é a ação corretiva proporcional à derivada em relação ao tempo do erro entre a medição e o ponto de ajuste. A ação derivativa detecta a variação (aumento ou diminuição) do erro entre a medição e o ponto de ajuste e fornece uma saída proporcional a esta taxa de variação. Ela discrimina o erro por sua variação. Para uma variação repentina, mesmo de pequena amplitude, a ação derivativa provê um grande sinal de correção; os erros lentos provocam uma pequena ação derivativa de correção. Erro constante, como o desvio permanente do controlador proporcional, não é afetado pela ação derivativa.

Quando se tem um desvio tipo rampa, a resposta da ação derivativa é um degrau. Por este comportamento de se adiantar a ação proporcional, a ação derivativa é erradamente chamada de ação **antecipatória,** pois ele se antecipa à ação proporcional. A ação derivativa **não** se antecipa ao aparecimento do erro. Quando aparece um erro e ele é detectado pelo controlador, a ação derivativa sente sua velocidade de variação e produz uma componente corretiva proporcional a esta variação. A ação derivativa, na realidade, atrasa a resposta proporcional do controlador, fazendo-o dar uma saída exagerada para variações bruscas da medição. O grau de exagero é a taxa da ação derivativa e é proporcional a velocidade de variação do sinal medido.

A ação derivativa é usada para apressar a ação corretiva do controlador. A sua inclusão porém complica e dificulta a sintonia do controlador, por causa das interações com as outras ações.

O tempo derivativo é o tempo, em minutos, durante o qual a saída adiantará a saída do controlador, durante uma variação na entrada tipo rampa. O tempo derivativo é o tempo que a ação proporcional leva para atingir a ação derivativa.

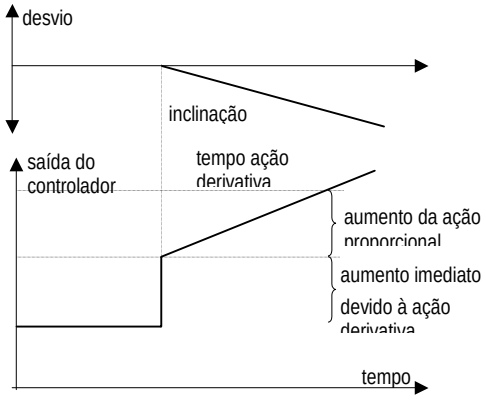


Fig. 7.20 Definição de ação derivativa

5.2. Relação Matemática

A ação derivativa é expressa em unidade de tempo. Quanto maior o tempo derivativo, maior é a duração da ação, maior é a ação derivativa. Quando se quer retirar a ação derivativa do controlador, deve se ajustar o tempo derivativo em zero. O que é coerente com a expressão da ação derivativa:

$$s_d = T_d \frac{de}{dt}$$

onde

T_d é o tempo derivativo.

5.3. Características

A ação derivativa altera a largura da banda proporcional, estreitando-a ou alargando-a, variando a sensibilidade do controlador.

Geralmente a ação derivativa é usada em conjunto com a ação proporcional, constituindo também de uma ação corretiva adicional. A ação derivativa é usada na minoria dos controladores, porque o ajuste mínimo disponível é maior que o requerido para a maioria das malhas.

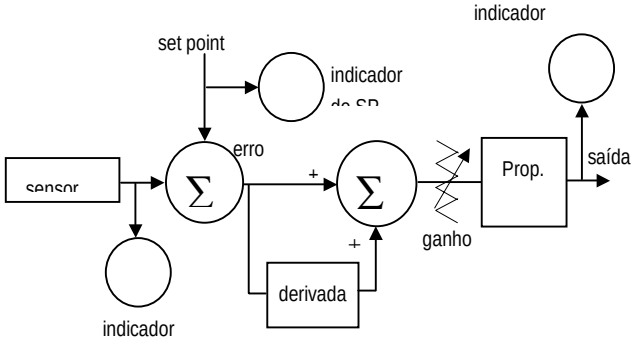
Quando aparece um distúrbio no processo, o controlador PID detecta o erro entre a medição e o ponto de ajuste e atua no processo. Relativamente, a primeira ação a atuar é a derivativa, a segunda é a proporcional e finalmente, a última é a ação integral.

A ação derivativa é realizada no controlador através de um atraso na realimentação negativa. Durante um intervalo de tempo ajustável, o controlador fica com o ganho elevado. Por isso esta ação só é aplicada em processo lento. É também fácil de entender que quanto maior o tempo derivativo, maior é a ação derivativa. O ajuste da ação derivativa em valor muito grande pode provocar oscilação no processo, pois o controlador fica muito tempo sem a realimentação negativa.

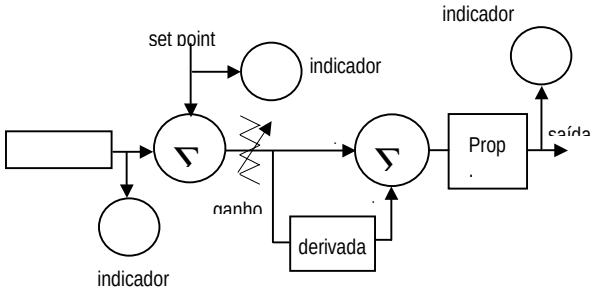
Os componentes do circuito derivativo são os mesmos do integral, pois as funções derivada e integral são inversas uma da outra. Apenas a posição relativa dos elementos capacitivo e resistivo é trocada.

Quando se estuda a estabilidade relativa do sistema de malha fechada de controle, a adição de zeros na função de transferência dá maior estabilidade ao sistema. A adição da ação derivativa significa colocar um zero na função de transferência do sistema (sT_d). Com efeito, a ação derivativa melhora a estabilidade do sistema de controle.

Quando se tem um controlador proporcional mais integral mais derivativo em oscilação, a causa da oscilação pode ser a banda proporcional muito estreita, o tempo integral muito pequeno ou o tempo derivativo muito grande. Se a oscilação ocorre na frequência natural do processo a sua causa é o ajuste da banda proporcional muito estreita, se a oscilação ocorre em frequência maior que a frequência natural do processo, o motivo é o ajuste do tempo derivativo muito grande e finalmente, se a oscilação ocorre em frequência menor que a frequência natural, o causador foi o ajuste do tempo integral muito pequeno.



(a) Ação derivada atuando no erro ou na diferença entre medição e ponto de ajuste.



(b) Ação derivada atuando apenas na medição e não na diferença entre medição e ponto de ajuste.

Fig. 7.21. Diagrama de blocos do controlador PD

A resposta da ação derivativa ao degrau é a função impulso, que é igual a zero quando a entrada é constante e que assume um valor altíssimo na subida do degrau; teoricamente infinito, quando o tempo de subida do degrau é zero. Os matemáticos chamam-na de função Dirac. Como é freqüente a alteração rápida do ponto de ajuste pelo operador de processo, a maioria dos controladores eletrônicos e pneumáticos possui o circuito da ação derivativa atuando apenas na medição e não no erro entre a medição e o ponto de ajuste. Nos controladores com ação derivativa sem esta característica, o operador de processo deve alterar suavemente o ponto de ajuste a fim de não provocar oscilação no processo. Deve se ter bem claro que a alteração do ponto de ajuste é um distúrbio para o processo, pois houve alteração do ponto de operação desejado.

Quando aparece um distúrbio no processo que provoca o afastamento da variável controlada do ponto de ajuste, o controlador tende a eliminar ou diminuir este desvio. Assim a ação corretiva do controlador deve ser aplicada na mesma direção e no sentido oposto ao erro. Isto significa dizer que a ação corretiva deve estar defasada de 180 graus do erro ou ainda, que deve haver uma realimentação negativa. Apenas a ação proporcional corrige o erro, porém deixa um erro residual porque ela atua com um ângulo de fase diferente de 180 graus. O objetivo da ação integral é o de eliminar este erro residual, girando a ação corretiva e tornando a oposta ao erro. A ação integral atrasa o sinal de correção. Quando ela é insuficiente, ainda fica um pequeno erro residual. Quando ela é demasiada há oscilação porque há predominância da realimentação positiva. A adição da ação derivativa ajuda a tarefa de alinhar a ação corretiva com erro. A ação derivativa adianta o sinal de correção. A ação proporcional está relacionada com o ganho do controlador e as ações integral e derivativa com o ângulo de fase da correção. Em resumo, a ação proporcional determina o quanto da ação corretiva e as ações integral e derivativa estabelecem quando é conveniente a aplicação da correção, de modo que não haja desvio permanente e que a eliminação do erro seja a mais rápida possível.

O uso da ação derivativa permite o uso de uma menor banda proporcional e de um menor tempo integral, para a mesma estabilidade. Menor banda proporcional implica em menor erro de pico e menor erro acumulado.

Quando se aumenta a ação derivativa, aumenta se o tempo derivativo e se reduz o *overshoot* da saída devido ao distúrbio da carga mas a saída fica mais oscilatória. Quando se aumenta muito a ação derivativa, a curva de saída não ultrapassa o ponto de ajuste e a ação corretiva é muito amortecida. Quando se aumenta ainda mais a ação derivativa, haverá oscilação com um período de oscilação menor que o natural do processo.

A quantidade de ação derivativa permitida para um processo com determinado tempo morto diminui quando a constante de tempo característico diminui (processo mais rápido), desde que o período natural diminui de (4 tm) para (2 tm).

5.4. Aplicações

Erradamente se acha que toda variável lenta necessita da ação derivativa. A lentidão da variável é uma condição necessária mas não é suficiente para justificar a aplicação da ação derivativa. É também necessário que haja variação rápida da carga do processo lento para exigir a aplicação da ação derivativa. O processo lento que sofre variação lenta da carga não necessita da ação derivativa. Aliás, a ação derivativa praticamente não responde a pequenas rampas de erro. A ação derivativa não tem nenhum efeito no desvio permanente deixado pela ação proporcional.

Não se necessita usar a ação derivativa em processo rápido, pois sua resposta já é rápida e o uso da ação derivativa provocaria certamente oscilação no sistema. Não se deve usar ação derivativa em processo com ruído, pois ela amplifica o ruído. O valor da ação derivativa é função da quantidade de ruído. Processos com pequenas constantes de tempo característicos (rápidos) tendem a ter mais ruído, desde que a atenuação do ruído pelo filtro [e inversamente proporcional a constante do tempo característico.

O controlador P + D é aplicado em processos que aceitam o desvio permanente e que possuam múltiplas constantes de tempo. A aplicação típica é o controle da guia da extremidade de papel, onde se requer estabilidade e onde há o perigo da saturação do modo integral. Aliás, essa é a regra: utiliza-se o controlador sem o modo integral e com o modo derivativo quando:

1. quer se evitar integral, de saturar a saída do controlador, quando o desvio é demorado.
2. quer compensar as variações bruscas do processo.

6. Escolha da Ação de Controle

6.1. Tipos de Sistemas

O tipo do sistema é determinado considerando-se o contra classificados como:

tipo 0: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma valor constante para a saída controlada, y. O sistema tem a posição constante. Este processo é equivalente ao regulante.

tipo 1: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma velocidade constante para a saída controlada, y. Este processo é equivalente ao integrante.

tipo 2: um sinal de entrada constante, x, resulta em uma aceleração para a saída controlada, y. Ele é equivalente ao processo com realimentação positiva.

Tipo 0

A resposta em regime de um sistema tipo 0 a um degrau é uma exponencial decrescente. Se o sistema possui um ganho K, o erro permanente para o distúrbio degrau com amplitude A, que ocorre freqüentemente com a variação do ponto de ajuste, vale

$$e_p = \frac{A}{1+K}$$

Quanto maior o ganho, menor é o erro permanente, porém mais o processo se aproxima da instabilidade. Se a entrada do sistema tipo 0 é uma velocidade ou uma aceleração, a saída não pode seguir a entrada e o erro aumenta com o tempo, tendendo para o limite natural do sistema (infinito).

No sistema tipo 0, faz-se uma compensação de valor constante para responder a entrada e o resultado é um erro permanente entre a saída e a entrada.

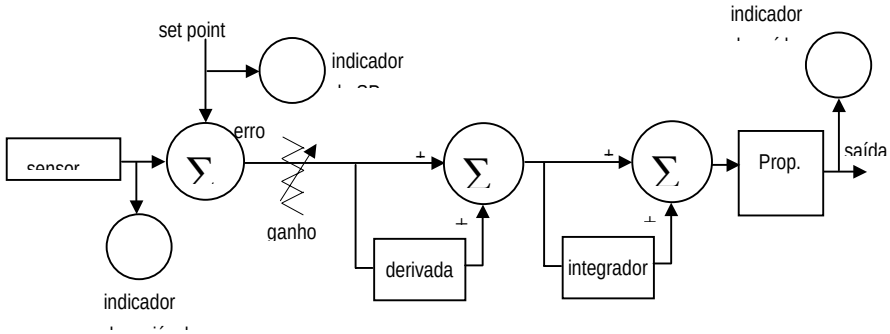


Fig. 7.22. Diagrama de blocos de controlador Proporcional, Integral e Derivativo (PID)

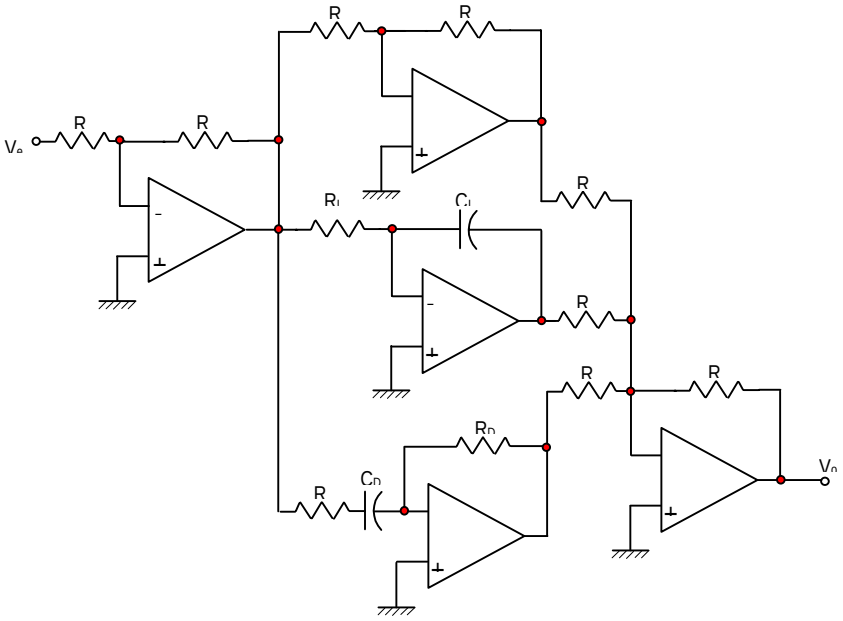


Fig. 7.23**.** Controlador eletrônico analógico com ações Proporcional, Integral e Derivativa. Outros circuitos são possíveis, alguns com menor quantidade de amp op.

Tipo 1

O erro permanente de um sistema tipo 1 a uma entrada tipo degrau é zero, que é o ideal. O erro permanente devido a uma entrada tipo rampa, com inclinação B, se o sistema possui ganho K, vale:

$$e_p = \frac{B}{K}$$

O aumento do ganho diminui o erro permanente. Um sistema tipo 1 não pode seguir uma aceleração na entrada, pois o erro permanente tenderia para o limite natural do processo.

O sistema tipo 1 possui uma saída que varia conforme a variação da entrada, mas ha um erro permanente constante entre a saída e a entrada.

Tipo 2

O sistema tipo 2 possui erro permanente igual a zero para as entradas posição e velocidade. Se a entrada é uma aceleração de valor C, o erro permanente do sistema com ganho K vale:

$$e_p = \frac{C}{K}$$

Novamente, o aumento do ganho diminui o erro.

O sistema tipo 2 tem uma saída cuja aceleração é a mesma da entrada, mas é diferente da entrada por um erro constante.

A partir do tipo do sistema, pode-se escolher o controlador mais conveniente.

Tab. 7.2 - Erro permanente e tipo do sistema

	Tipo do Sistema		
Entrada	0	1	2
Posição, A	$\frac{A}{1+K}$	0	0
Velocidade, B	infinito	$\frac{B}{K}$	0
Aceleração, C	infinito	infinito	$\frac{C}{K}$

K – ganho do processo

B – velocidade, $\Delta y/\Delta t$

C – aceleração, $\Delta B/\Delta t$, $\Delta^2 y/\Delta t^2$

Tab. 7.3. Tipos e características de processo

Tipo	Nome	Característica
0	Regulante	Entrada x constante resulta em saída controlada constante
1	Integrante	Entrada x constante resulta em variação constante para a saída
2	Runaway	Entrada x constante resulta em aceleração constante para a saída

6.2. Tipos de Controladores

Controlador P

O controlador proporcional simplesmente ajusta o ganho do sistema, K. Se o processo tem um ganho Kp e o controlador tem ganho K_C, o ganho do sistema vale:

$$K = K_c K_p$$

Se o sistema é instável para o ganho K_p, deve-se diminuir o ganho do controlador K_c, para diminuir o ganho do sistema K. Se a instabilidade não é o problema, pode se usar o controlador proporcional e aumentar o seu ganho para se ter um pequeno erro permanente.

O controlador P estabiliza o processo porém só se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste para um único ponto; em todos os outros pontos o processo se estabiliza fora do ponto de ajuste, ocorrendo um desvio permanente.

Como ele não possui ação integral, não há perigo de saturação da saída do controlador. A sua resposta é relativamente rápida.

Controlador PI

O controlador PI, também chamado de compensador de atraso, ajusta o ganho do sistema como o proporcional, mas aumenta o tipo do sistema para 1. Se o processo é do tipo 1, o uso do controlador PI muda-o para o tipo 2.

O aumento do tipo do sistema aumenta os tipos de entradas que podem ser aplicadas ao sistema, sem gerar erros permanentes inaceitáveis.

O controlador PI estabiliza o processo e sempre se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste. O controlador PI oferece estabilidade e igualdade.

Como ele possui ação integral, há perigo de saturação da saída do controlador, quando o erro for muito demorado. A sua resposta é relativamente lenta, pois a ação integral torna a resposta do controlador mais lenta. O controlador PI é menos estável que o controlador P e o controlador PID. Estatisticamente, o controlador PI é o mais usado, na prática de controle de processo contínuo.

Controlador PD

O controlador PD, também chamado de compensador de adiantamento, permite a alteração da resposta transiente do sistema. O uso do controlador PD pode alterar um sistema sub amortecido para um sistema criticamente amortecido ou super amortecido. O ganho pode ser mudado para alterar a estabilidade e o erro permanente.

O controlador PD estabiliza rapidamente o processo porém só se tem a variável controlada igual ao ponto de ajuste para um único ponto; em todos os outros pontos o processo se estabiliza fora do ponto de ajuste, ocorrendo um desvio permanente.

Como ele não possui a ação integral, não há perigo de saturação da saída do controlador. Como ele possui a ação derivativa, a sua resposta é relativamente a mais rápida possível. Raramente se aplica um controlador PD na prática de controle de processo.

Controlador PID

O controlador PID permite a alteração do ganho (P), do tipo do sistema (I) e da resposta transiente (D) de modo a melhorar a operação do sistema.

O controlador PID estabiliza o processo (por causa da ação proporcional), torna a medição igual ao ponto de ajuste (por causa da ação integral), de modo rápido (por causa da ação derivativa).

Como ele não possui a ação integral, há perigo de saturação da saída do controlador, quando o erro for demorado. O controlador PID é aplicado em controle de processo que envolva temperatura e análise de processo.

7. Controle das Variáveis

As variáveis de processo mais envolvidas são: pressão, temperatura, vazão e nível. Serão vistas agora as suas características dinâmicas, suas dificuldades e suas exigências de controle.

7.1. Pressão

A pressão é caracterizada pela grande capacidade, pequeno atraso de transferência e pequeno tempo morto. Por ter grande capacidade, pode-se ter auto-regulação do controle de pressão, desde que não haja vazão.

O tempo de resposta da pressão rápida é aproximadamente igual ao da vazão e o tempo da pressão lenta se aproxima do tempo do nível. O exemplo de um processo com pressão rápida é o controle da pressão de um tanque, manipulando a vazão de saída do vapor. O exemplo da pressão lenta é a manipulação da vazão d'água de resfriamento na entrada do trocador de calor para controlar a pressão do vaso de vapor. A dinâmica da transferência do calor e o atraso d'água através do trocador influem no tempo de resposta da malha de controle da pressão.

Pode-se controlar a pressão de um gás pela manipulação da vazão da entrada ou da saída do gás no tanque de volume constante. A pressão de gás em tanque de volume constante é de fácil controle, mesmo quando o volume é pequeno. Basta um controlador proporcional com banda proporcional estreita. Quando não se pode ter desvio permanente, usa-se também o modo integral.

O controle de pressão de liquido é praticamente igual ao controle de vazão.

Em sistema com vapor e liquido em equilíbrio, a pressão pode ser controlada pelo ajuste da vazão do liquido ou pela transferência de calor. A pressão do sistema líquido-vapor em equilíbrio é afetada pela vazão do produto e pela transferência do calor. Assim, para o controle de pressão de vapor saturado, basta controlar a vazão de massa do vapor.

Nos sistemas mais complexos, como a caldeira, a coluna de destilação ou o evaporador, o controle da pressão está

ligado diretamente ao controle de temperatura.

A pressão no início de uma tubulação está diretamente relacionada com a vazão da linha. A única participação dinâmica do processo é a inércia apresentada pela vazão do liquido. A banda proporcional do controlador de pressão deve ser mais estreita, ou seja, o controlador deve ser mais sensível do que para o controle de vazão.

Raramente se utiliza a ação derivativa para o controle de pressão. O controlador típico para o controle de pressão é o PI. A banda proporcional é tipicamente maior que 100% e o tempo integral é pequeno.

7.2. Vazão

A vazão é a variável de processo com a resposta mais rápida e com a menor capacitância.

A vazão é a variável manipulada da maioria dos controles de outras variáveis. Quando se tem o controle de vazão, a coincidência entre a variável manipulada e a controlada torna ainda mais fácil o controle.

A vazão entre dois pontos de uma tubulação com seção circular fechada é gerada e modificada pelas bombas e compressões, que produzem uma diferença de pressão entre eles. A vazão sempre vai do ponto de maior pressão para o de menor pressão. A vazão sofre distúrbios das conexões e acidentes da tubulação, da colocação de elementos sensores e de válvulas, de equipamentos tais como trocadores de calor. Como a vazão possui pequena capacitância e como a maioria dos líquidos é não compreensível, esses ruídos provocados pelos distúrbios não são amortecidos e se transmitem por todo o sistema. Na escolha e nos ajustes do controlador, esses ruídos da vazão devem ser considerados. Como conclusão, quase nunca se utiliza o modo derivativo no controlador de vazão.

Se o fluido é gás, está sujeito a expansão devida a variação da pressão. Se o fluido é liquido, a inércia é fundamental: a vazão começa com aceleração e termina com desaceleração.

No controle de vazão, a válvula de controle geralmente é colocada depois medidor de vazão, para se evitar que os distúrbios provocados pela ação da válvula afetem a medição da placa de orifício. Devem ser respeitadas as distâncias mínimas de trecho reto antes e depois do medidor. Os distúrbios provocados a jusante do medidor são menores do que os provocados a montante.

Por causa dos vários elementos dinâmicos associados a medição de vazão, o ganho dinâmico da malha de medição, incluindo a tubulação, o transmissor, o controlador e o atuador da válvula, é muito grande e a banda proporcional a ser ajustada no controlador deve ser larga, nunca menor que 100%.

No controle de vazão os modos usados são o proporcional e o integral, para não permitir desvios permanentes. Nunca se utiliza o modo derivativo, por causa dos ruídos presentes. Ou então, é possível a utilização ação derivativa inversa, que amortece esses ruídos e permite o uso do controlador com banda proporcional mais estreita.

O controlador típico para a vazão é o PI, com a banda proporcional larga (típica de 150%), para reduzir o efeito dos ruídos da vazão. O tempo integral é pequeno, típico de 0,1 minuto/repetição, para eliminar rapidamente o desvio permanente.

7.3. Nível

O nível está associado ao parâmetro capacidade, que é o mais fácil de ser controlado.

O nível de um liquido no tanque é a integral da sua vazão de entrada.

A grande vantagem do controle de nível de liquido é a possibilidade de se ter sistema auto-regulante.

O nível de liquido pode apresentar ruídos, provocados pelas ondulações da face liquida. Essas ondulações podem ser eliminadas ou diminuídas, principalmente com o uso de gaiola lateral externa.

O nível é a variável de processo com diferentes graus de dificuldade. Há níveis fáceis de serem controlados, com grande capacidade e pequena demanda. Há níveis difíceis de serem controlados. O controle de nível com grande capacidade pode ser executado inclusive com controle liga-desliga. Quando se requer um controle

mais rigoroso utiliza o controlador proporcional e finalmente, quando não é admissível a ocorrência de desvios, utiliza-se a ação integral. Raramente se usa ação derivativa.

O controlador típico para o nível é o proporcional puro, que fornece um controle do nível médio, que pode variar entre os valores máximo e mínimo, sem problemas. A banda proporcional é ajustada no valor típico de 100%, de modo que a saída do controlador varia de 20 a 100 kPa, quando a saída do transmissor de nível varia de 20 a 100 kPa.

7.4. Temperatura

Não há malha de controle de temperatura típica. A temperatura é outra variável, como o nível, que apresenta diferentes graus de dificuldade de controle. Os problemas do controle de temperatura se referem a transferência de calor, como a radiação, a condução e a convecção.

A variável temperatura está associada ao tempo morto, o parâmetro de difícil controle. Ela é caracterizada por pequena velocidade de reação e por diferentes capacidades, embora o mais freqüente seja sistema de temperatura com grande capacidade.

A temperatura é usualmente lenta por causa dos atrasos do sensor e dos atrasos da transferência de calor. A colocação do elemento sensor de temperatura em lugar estagnado e de baixa velocidade é imprestável.

Os processos de temperatura com grande capacidade, pequeno atraso de transferência e pequeno tempo morto, podem ser controlador com os modos liga-desliga. Os fornos elétricos, os fornos de tubos radiantes, as fornalhas com chama aberta, os banhos de temperatura, são exemplos típicos de sistemas que podem ser controlados satisfatoriamente com o controlador liga-desliga.

Como refinamento pode se aplicar o controle liga-desliga com intervalo diferencial ou ainda o controle com três níveis de energia. Tem-se o controle liga-desliga com posições múltiplas: alto, baixo e desligado. Essa aplicação se refere a sistema de temperatura que requer alta energia de aquecimento apenas no princípio e depois requer baixa energia para a manutenção da temperatura de trabalho. No início da operação, o sistema opera em alta energia, com todas as resistências ligadas. Quando o sistema atinge a temperatura desejada, ele desliga um conjunto de resistências e passa a operar em duas posições, convencionalmente.

Para resultados mais precisos, é utilizado o controlador proporcional. O controle proporcional se aplica a sistema com elevada velocidade de reação, que provocaria grandes flutuações no sistema liga-desliga. O controle proporcional é utilizado em fornos com queima de óleo, em que a relação óleo-ar é controlada.

O controle proporcional é também aplicado a sistema que apresenta grande variação de carga. Nessa aplicação a banda proporcional deve ser estreita, a fim de ter pequenos desvios permanentes. Porém, a banda proporcional deve ser larga para tornar o sistema pouco sensível aos tempos de atraso da medição da temperatura. Para conciliar essas exigências, é necessário o uso da ação derivativa.

No controle de temperatura, a capacidade do lado da carga deve ser maior que a capacidade do lado do suprimento. Uma grande capacidade de carga é favorável, desde que ela diminui e nivela as variáveis do processo. Por isso é muito fácil um controle de trocador de calor ou de forno, completamente carregado do que com pequena carga.

Usa-se sempre o modo integral associado ao proporcional quando há atraso na medição e quando a carga varia e freqüentemente. Como o uso da ação integral piora a resposta dinâmica do controlador, geralmente é aconselhável o uso também da ação derivativa, que melhora a resposta dinâmica.

A maioria dos controladores PID é usada em malhas de temperatura e a maioria das malhas de temperatura requer o controlador PID. Os ajustes da banda proporcional são em valores estreitos (menor que 100%), dependendo da faixa do transmissor e do tamanho da válvula. O tempo integral é da mesma ordem que o período natural do processo, ou seja, quanto mais rápido o processo, menor é o

tempo integral ajustado. O tempo derivativo deve ser ajustado em cerca de 1/4 do período natural do processo, dependendo do nível do ruído.

A conclusão mais importante no estudo do controle de temperatura é que a temperatura é uma variável extremamente complexa e dependente dos fatores termodinâmicos, de transferência de calor, de funções não-lineares, de tempo morto. É muito freqüente a utilização de sistema de controle, com mais de um controlador, para o conjunto executar um controle mais avançado, tipo cascata, faixa dividida, controle programado, controle auto-seletor.

Tab.4. Comparação da controlabilidade das variáveis de processo

Vazão	Vazão é a variável certamente mais fácil de ser controlada. Vazão é a mais rápida. Nunca requer ação derivativa e possui ruído. Não pode se usar posicionador na válvula controladora de vazão. No controle, vazão é tanto a variável controlada como manipulada.
Pressão	Relativamente fácil de ser controlada. Geralmente controlada com PI.
Nível	Assume diferentes graus de dificuldade de controle. Geralmente é controlada apenas com P.
Temperatura	Variável com maior gama de variação de dificuldade de controle. Pode ser controlada desde liga-desliga até com controlador PID.
pH Análise	Variável difícil de ser controlada, pois é não linear. Geralmente possui grande tempo morto. Tipicamente requer PID.

8. Sintonia do controlador

O processo industrial modifica uma matéria prima em um produto acabado, através de um balanço entre o suprimento e a demanda de produtos e de energia, durante um determinado período de tempo. Na prática, nenhum processo é igual a outro. Os processos apresentam características típicas, quanto a carga, suprimentos, transporte de materiais, transferência de energia, quantidade e qualidade do suprimento de energia. Em outras palavras, cada processo apresenta um inerente grau de dificuldade para ser controlado automaticamente. Levando em consideração esses diferentes graus de dificuldade de controle, resultantes de diferentes características dinâmicas e estáticas do processo, os fabricantes de instrumentos desenvolveram diferentes tipos de controladores.

O controlador mal escolhido raramente desempenha a função desejada. O controlador escolhido corretamente, também não funcionará idealmente, se os ajustes das ações proporcional, integral e derivativa não forem aqueles exigidos pelo processo específico. Os ajustes insuficientes ou exagerados podem, na melhor situação, produzir um controle demorado e fora do ponto de ajuste e na pior hipótese, provocar oscilação da variável controlada.

Fig. 7.24. XL e XH são pontos de alarme e XLL e XHH são pontos de desligamento

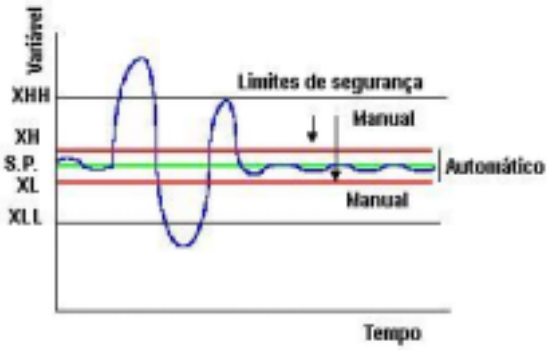


Fig. 7.25. Sintonia correta do controlador

Sintonizar o controlador é ajustar os valores das suas ações de controle. Com a sintonia ideal, obtém se o máximo potencial da malha e pode se estimar o erro do controlador.

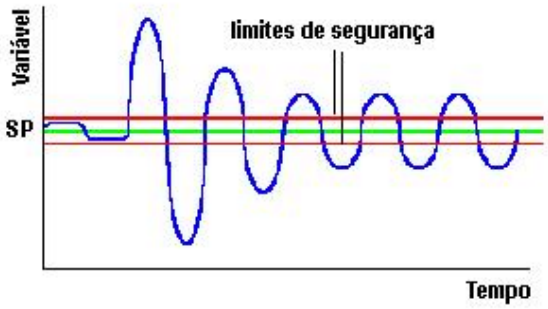


Fig. 7.25. Sintonia incorreta do controlador

A maioria dos trabalhos publicados e disponíveis utiliza as técnicas matemáticas avançadas, como a transformada de Laplace, a transformada Z, a função de transferência, que não são dominadas pelos técnicos ou que já foram esquecidas pelos engenheiros. Pior ainda, a complexidade do emaranhado matemático das técnicas faz perder o sentimento dos aspectos práticos e a visão dos objetivos reais do controle.

Embora a teoria possa determinar os valores exatos a serem ajustados no controlador, os métodos teóricos são de difícil execução, pois os dados necessários para os cálculos teóricos são imprecisos. Por isso, os métodos mais usados são empíricos e para sua execução, é necessário se provocar pequenos distúrbios ao processo, para se medir a resposta a esses distúrbios. Isso é indesejável, pois há processos críticos que não permitem perturbações.

Na prática, os instrumentistas fazem a sintonia do controlador por tentativa e erro, sem a convicção do que esteja fazendo e sem nenhum suporte teórico.

Aqui serão mostradas as relações matemáticas simples e necessárias para suportar as regras de bolo (*thumb rule*s) práticas criadas por J. G. Ziegler e N. B. Nichols, popularizadas por F. G. Shinskey e documentadas por P. W. Murrill. Os conceitos apresentados são suficientemente simples para que o técnico possa entender o seu significado prático e suficientemente rigorosos e coerentes com a teoria matemática.

8.1. Critérios de Desempenho

Os instrumentistas tendem a enfatizar os critérios qualitativos, como a importância da malha e a facilidade da sintonia, em vez dos critérios quantitativos, como o tamanho e duração do erro. Esta ênfase qualitativa é devida parcialmente à complexidade e diversidade dos critérios quantitativos e as técnicas de analise associadas. Por exemplo, uma malha de nível que tenha uma resposta não auto regulante pode ser julgada fácil de controlar, mesmo que os erros sejam grandes e demorados, porque estes erros não são importantes, desde que o tanque não fique vazio nem transborde. Uma malha de temperatura com uma grande constante de tempo pode ser considerada difícil de controlar, mesmo que os erros sejam pequenos, por causa da demora da resposta da malha torna-la muito chata para ser sintonizada. Para julgar objetivamente se uma malha é fácil de ser controlada, deve usar critérios quantitativos aplicáveis. Os critérios qualitativos podem ser classificados simplificadamente considerando como base o erro acumulado, o pico do erro ou uma combinação dos dois.

Erro acumulado

O erro acumulado é o desvio totalizado da variável controlada menos o ponto de ajuste. Para uma malha de controle de

composição, o erro acumulado multiplicado pela vazão media do produto fornece uma medição da quantidade total do produto que se desvia do valor desejado da especificação. Para uma malha de vazão, o erro acumulado fornece uma medição da quantidade total de matéria prima que se desvia da relação estequiométrica especificada. Se a variável controlada é uma vazão de utilidade, o erro acumulado representa o uso de energia em excesso do ponto de ajuste.

O erro acumulado é o erro integrado, onde os erros positivos e negativos são cancelados pelo volume do sistema para fornecer um erro total acumulado positivo ou negativo. O erro absoluto integrado (IAE - integral absolute error) é igual ao erro acumulado para uma resposta superamortecida (sem oscilações). O erro quadrático integrado (ISE - integrated squared error) pode ser aproximado pela combinação do erro acumulado e o pico do erro. Um pequeno erro acumulado não necessariamente significa uma malha estável bem sintonizada. Um erro acumulado pequeno pode resultar de uma malha que é marginalmente estável, desde que os erros positivo e negativo se cancelam, na oscilação constante. O erro acumulado pode ser precisamente calculado pelo uso de equações matemáticas relativamente simples, se as oscilações tem amplitudes decrescentes.

O erro acumulado para uma malha fechada pode ser calculada para um distúrbio degrau, se a banda proporcional, ganho da medição e ajustes do modo integral do controlador são todos conhecidos. Shinskey mostrou que:

$$E_i = \frac{BP}{100K_m} T_i \Delta C$$

onde

Ei é o erro acumulado (integrado) da variável controlada ou o erro da variável medida, se $K_m = 1$.

PB é a banda proporcional do controlador (100%/ganho)

T_i é o tempo integral do controlador (minutos/repetição)

K_m é o ganho do transmissor de regime da medição

ΔC é a variação da saída do controlador necessária

A variação da saída do controlador necessária para compensar os distúrbios é igual ao distúrbio do processo (variação de carga do processo), se magas afetam igualmente a variável controlada, ou seja, o ganho da válvula de controle é igual ao ganho da carga.

Como

$$\Delta C = \frac{K_l}{K_v} \Delta L$$

e

$$E_o = K_p K_l \Delta L$$

substituindo e multiplicando o numerador e denominador por Kp, o erro acumulado pode ser expresso também como:

$$E_i = \frac{PB}{100K_v K_p K_m} T_i E_0$$

onde

K_v é o ganho em regime da válvula

K_l é o ganho em regime da carga do processo

K_p é o ganho em regime do processo

ΔL é a variação de carga do processo (tamanho do distúrbio)

Eo é o erro em regime da malha aberta

A equação do erro acumulado leva a seguintes conclusões:

1. se os distúrbios tem tamanhos próximos de zero ($E_o = 0$), mesmo a malha muito difícil, funciona excelentemente. Por isso, antes de decidir se uma malha difícil justifica o custo adicional de equipamentos especiais, algoritmos avançados de controle, é necessário conhecer o tamanho dos distúrbios do processo.
2. se o controlador é sintonizado com banda proporcional muito larga (ganho muito pequeno) ou tempo integral muito grande (ação integral muito lenta), uma malha fácil irá funcionar pobremente. Qualquer esforço especial ou gasto adicional durante o projeto para melhorar o desempenho será inútil, se usa uma

sintonia do controlador muito conservadora.

3. se a resolução ou rangeabilidade dos ajustes do modo do controlador evitam o uso dos melhores ajustes da banda proporcional e do tempo integral, uma malha fácil ainda funciona pobremente. Qualquer despesa extra para o equipamento e projeto melhorar o desempenho da malha é inútil, quando os ajustes de PB e tempo integral necessários estiverem abaixo dos limites disponíveis do controlador.
4. se o ganho do processo é aumentado, o erro de malha aberta, e portanto o erro acumulado, aumenta. É importante que o instrumentista veja o efeito do projeto do equipamento e as condições de operação sobre o ganho do processo. Um aumento na banda proporcional resultando no aumento do ganho da válvula ou do transmissor não resulta em um aumento do erro acumulado da variável controlada, para uma dada variação de carga, desde que o produto $K_vK_mK_p$ cancela os ganhos no denominador. É importante para o desempenho da malha que os ganhos do instrumento sejam maximizados e os ganhos do processo e da carga sejam minimizados.

As malhas devem ser projetadas para fornecer uma variação da saída do transmissor para o fundo de escala para uma excursão fundo de escala da válvula. Embora o ganho total possa ser igual a 1, há aumentos localizados no ganho, resultando de não linearidades no ganho da válvula de controle (e.g., igual percentagem), no ganho do processo (e.g., nível do balão da caldeira) e no ganho do transmissor (e.g., medição de vazão com placa de orifício). Estes aumentos localizados no ganho podem causar oscilações localizadas, a não ser que a banda proporcional do controlador seja diminuída.

$$\frac{\Delta V}{\Delta C}\frac{\Delta P}{\Delta V}\frac{\Delta M}{\Delta P}=1$$

$$K_vK_pK_m=1$$

obtém-se para o erro acumulado,

$$E_i=\frac{PB}{100}T_iE_o$$

onde

ΔV é a variação na saída da válvula,
DP é a variação na saída do processo
DM é a variação da saída da medição

O ajuste do modo derivativo não entra na equação do erro acumulado, porque a sua adição diminui a banda proporcional **real** e aumenta o tempo integral **real** pelo mesmo fator, de modo que o erro acumulado permanece o mesmo.

Pico do Erro

O pico do erro é o máximo desvio da variável controlada do ponto de ajuste. Para alguns processos, e.g., temperatura de reator, pH de reator, o pico do erro deve ser limitado para evitar o início de uma reação secundaria indesejável. Para uma malha de controle de pressão, o pico do erro deve ser limitado para evitar a atuação de válvulas de alivio.

Segundo Harriot, o pico do erro é dado por:

$$E_x=\left(\frac{1{,}5}{1+K_o}\right)E_o$$

onde
E_x é o pico do erro da variável controlada
E_o é o erro de regime da malha aberta

$$E_o=K_pK_l\Delta L$$

K_o é ganho total da malha

$$K_o=K_vK_pK_m\frac{100}{BP}$$

Outro modo de expressar Ex é

$$E_x=\left[\frac{1{,}5\times BP}{100\times K_v\times K_p\times K_m+BP}\right]\times E_o$$

A adição da ação integral usualmente não afeta o pico do erro apreciavelmente, desde que a duração do pico é pequena em relação ao tempo integral. Se a banda proporcional é pequena

$$BP << K_v \times K_p \times K_m \times 100$$

a equação do pico do erro se simplifica:

$$E_x = \left[\frac{K \times BP}{100 \times K_v \times K_p \times K_m + BP} \right] \times E_o$$

ou

$$E_x = \left[\frac{K \times BP}{100} \right] \times E_o$$

onde

E_x é o pico do erro da variável controlada

K é uma constante de proporcionalidade (K = 1.1, para amortecimento de 4:1)

PB é a banda proporcional do controlador

T_i é o tempo integral do controlador (minutos/repetição)

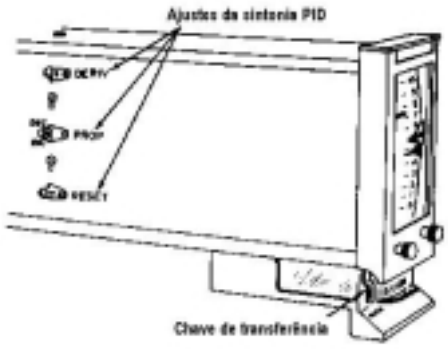
K_v é o ganho em regime da válvula de controle

K_p é o ganho em regime do processo

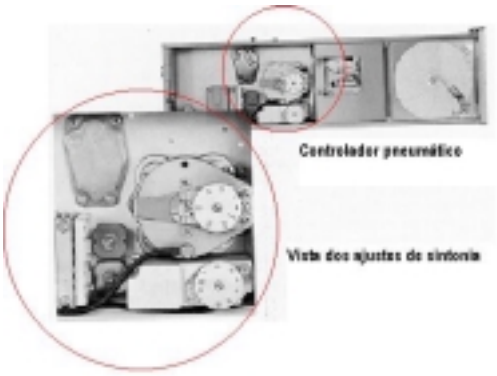
K_m é o ganho em regime da medição

Eo é o erro em regime da malha aberta

A equação do pico do erro mostra que ele é igual ao erro acumulado multiplicado por K/Ti. Todas as conclusões relativas ao erro acumulado como função do tamanho do distúrbio, sintonia do controlador, rangeabilidade e resolução da banda proporcional e dos ganhos componentes da malha também se aplicam ao pico do erro. A precisão da equação para o pico do erro não é tão boa como a do erro acumulado, desde que a constante de proporcionalidade K varia com o grau de amortecimento.



(a) Pontos de sintonia de controlador eletrônico



(b) Pontos de sintonia de um controlador pneumático

Fig. 7.26. Sintonia em controlador analógico

8.2. Modos do Controlador

Os controladores padrão tem até os três modos em seus algoritmos de controle. Como modo, termo ou ação deve se entender a resposta de saída do controle ao erro entre medição e ponto de ajuste. O modo pode ainda significar se o controlador está em manual ou automático; o que não é o caso aqui e agora.

As três ações fundamentais que podem ser combinadas na realização do controlador prático são a proporcional, a integral e a derivativa. O controlador liga-desliga descontinuo pode ser considerado um caso particular do controlador proporcional, com um ajuste extremado. Como conseqüência, os controladores comercialmente disponíveis são o

proporcional (P)

proporcional e integral (P + I)

proporcional e derivativo (P + D)

proporcional e integral e derivativo (PID)

São usados ainda controladores especiais e de uso raro, como o
integral (I)
P + I não-linear
P + I + D não-linear
P + I para batelada
P + I + D para batelada.

O pequeno número de controladores existente é suficiente para o controle satisfatório da maioria absoluta dos processos envolvidos. Para uma determinada aplicação de controle de processo, além da escolha do controlador mais conveniente, é necessário o ajuste adequado desse controlador.

O processo determina o tipo de controlador a ser escolhido e, principalmente, os seus ajustes. Os processos diferentes podem ter controladores diferentes e os processos diferentes podem ter o mesmo tipo de controladores com ajustes diferentes.

Modo Proporcional

Quase todos os controladores tem o modo proporcional. Este modo varia a saída do controlador por uma quantidade proporcional à variação do erro. A banda proporcional é a variação percentual no erro necessária para causar uma variação de toda a faixa na saída do controlador. A banda proporcional é o inverso do ganho do controlador, multiplicada por 100%. A maioria dos controladores analógicos usa a banda proporcional, enquanto a maioria dos novos controladores digitais usa o ganho. Note que o ajuste da banda proporcional também afeta os modos integral e derivativo. Quando a banda proporcional é ajustada mais estreita, o desvio permanente do controlador é diminuído porém a resposta se torna mais oscilatória. Se a banda proporcional é diminuída além de um limite, a saída do controlador oscila com amplitude constante. Se não há nenhuma outra ação de controle (integral ou proporcional), o período destas oscilações é o período natural da malha. Este período natural é chamado de ultimo período e depende da dinâmica do processo e dos componentes da malha.

Modo Integral

A maioria dos controladores tem também o modo integral ou reset. Este modo muda a saída do controlador por uma quantidade proporcional à integral do erro. O tempo integral é o tempo requerido para a contribuição do modo integral seja igual (repita) a contribuição da ação proporcional, para um erro constante. A ação integral está atrasada em relação à proporcional do tempo integral. O uso do modo integral aumenta a banda proporcional permissível, mas elimina o desvio permanente deixado pela ação proporcional. A maioria dos controladores usa o inverso do tempo integral, de modo que os ajustes são feitos em repetição por unidade de tempo; uma minoria de controladores é ajustada em tempo integral, ou seja, em unidade de tempo por repetição. Quando o tempo integral é diminuído, a ação integral é aumentada, o desvio permanente é eliminado mais rapidamente mas a resposta se torna mais oscilatória. Se o tempo integral é diminuído demais, a malha oscila, em período muito maior que o período natural.

Modo Derivativo

O modo derivativo é usado em apenas poucas malhas, porque o mínimo ajuste disponível é muito grande para a maioria das malhas, a ação derivativa amplifica o ruído de alta frequência e a sintonia é mais complicada, como resultado da interação entre os outros modos. O modo derivativo muda a saída do controlador em uma quantidade proporcional à derivada do erro em relação ao tempo. Ela dá uma ação corretiva que se antecipa à correção proporcional; é tipicamente usada em processos lentos com variações rápidas de carga. O tempo derivativo é o tempo requerido para a contribuição da ação proporcional se igualar à ação derivativa, para um erro tipo rampa. A ação derivativa está adiantada em relação à proporcional de seu tempo derivativo. O uso da ação derivativa permite que a banda proporcional seja diminuída (ganho aumentado). O uso da ação derivativa melhora o desempenho da malha de controle, pois o overshoot e o pico do erro, provocado por distúrbios na carga, são

diminuídos, mas a resposta se torna mais oscilatória. Se a ação derivativa é aumentada demais, aparece oscilações, com período muito menor que o período natural do processo.

8.3. Componentes da Malha

Dinâmicas da Malha

Os principais componentes de uma malha são o controlador, a válvula de controle, o processo e a medição (elemento sensor ou transmissor). Cada componente tem um ganho estático e um ou mais parâmetros dinâmicos para descrever sua resposta.

O tempo morto é o tempo requerido para a saída começar a variar, após uma variação na entrada.

Ganho integrador é a inclinação da rampa na saída para uma variação degrau na entrada.

Constante de tempo da realimentação negativa é o tempo requerido para a saída atingir 63% da entrada multiplicada pelo seu ganho, após a saída começar a variar para uma variação degrau na entrada. A saída se aproxima de um novo estado de regime, com um inclinação exponencialmente decrescente.

Constante de tempo da realimentação positiva é o tempo requerido para a saída atingir 172% da entrada multiplicada pelo seu ganho, após a saída começar a variar para uma variação degrau na entrada. A saída se aproxima do infinito ou de um limite físico com um inclinação exponencialmente crescente.

Ganho de regime é a variação final na saída dividida pela variação na entrada, após todos os transientes tiverem desaparecido. É a inclinação de um gráfico em regime da saída versus entrada. Se o gráfico for uma reta, o ganho é linear (inclinação é constante). Se o gráfico for uma curva, o ganho é não-linear (inclinação varia com o ponto de operação). Exemplo de um ganho linear: processo de pH.

As condições para que o sistema de controle seja estável, como já visto, são

1. ganho total do sistema menor que 1 e
2. o ângulo de fase igual a 180 graus.

(Teoricamente existe uma outra condição alternativa de estabilidade: ganho total do sistema igual a 1 e ângulo de fase menor que 180 graus. Existe até técnica de sintonia de malha baseada nesta condição de estabilidade, porém, ela não será considerada aqui e agora).

Quando se conhecem as características do processo, como o tempo morto e sua constante de tempo, os valores dos ajustes da banda proporcional, dos tempos integral e derivativo são facilmente determinados. Na prática de instrumentação, é difícil se conhecer rigorosamente estes parâmetros do processo.

Tempo Morto e Constante de Tempo

A dinâmica dos processos químicos consiste tipicamente de um grande número de constantes de tempo em série, que resultam em um tempo morto equivalente. Se a resposta da malha aberta do processo a uma variação tipo degrau (o tempo de início para o de fim da variação menor que 10% do tempo morto) e se registra a variação de carga L ou a saída do controlador C, então pode-se usar uma técnica gráfica para determinar o tempo morto e a constante de tempo do processo. Traça-se uma tangente ao primeiro ponto de inflexão e estende até cortar o eixo do tempo. O tempo entre o início do distúrbio e a interseção da tangente com o eixo do tempo é o tempo morto efetivo. O tempo entre a interseção da tangente com o tempo e a interseção da tangente com o valor final da resposta é a constante de tempo efetiva.

A Figura mostra a resposta em malha aberta dos três tipos principais de processo: auto regulante, integrante e com realimentação positiva.

O processo integrante possui uma resposta em forma de S, com a curva tendendo exponencialmente decrescente para um valor limite de regime.

O processo integrante não tende para valor de regime mas sobe indefinidamente segundo uma rampa, até um valor limite físico. A inclinação da rampa é o ganho integrador. A tangente não é facilmente construída por que o ponto de inflexão não pode ser facilmente identificado. Como não há valor final, a constante de tempo é o

intervalo de tempo entre a interseção da tangente com o eixo x e com um erro aberto (E_o).

O processo *runaway* ou com realimentação positiva também não tende para um valor de regime. Ele começa como um processo auto regulante, porém em um determinado ponto ele começa a crescer rapidamente, tendendo para o infinito. Ele teria duas constantes de tempo, uma para a realimentação negativa e outra para a realimentação positiva. A constante de tempo da realimentação negativa é facilmente achada pela tangente à primeira subida, como no processo auto regulante. O intervalo de tempo entre a interseção do eixo do tempo e a interseção com 172% do erro da malha aberta (Eo) pela segunda tangente, é a constante de tempo da realimentação positiva.

8.4. Mecânica da Sintonia

A sintonia de controladores analógicos da sala de controle é tipicamente feita pelo ajustes de pequenos dials ou botões nas laterais do controladores, após eles serem parcialmente retirados da estante. O ajuste dos dials ou botões nos controladores de campo requer a abertura da caixa a prova de tempo. Os dials ou botos tem ajustes contínuos ou discretos. A faixa de ajustes depende do fabricante do controlador e do modelo. O controlador pode também ter chaves que multiplicam os ajustes de integral e derivativo por 10, 100, 1000. É difícil determinar o ajuste do modo com mais de dois algarismos significativos, por causa do tamanho do dial ou do botão, da falta de graduação intermediária e da imprecisão dos ajustes do modo.

Os controladores digitais nos sistemas de controle distribuído (SDCD) e os "single-loop" são sintonizados tipicamente pela entrada de números digitais, via teclado do console ou por um pequeno sintonizador portátil. Os ajustes do modo são variados em incrementos discretos, mas o tamanho do incremento é tipicamente tão pequeno que a resolução dos ajustes do modo é muito maior do que para os controladores analógicos. O ajuste do modo é indicado digitalmente com três ou mais algarismos significativos.

As unidades dos ajustes do modo devem ser verificadas cuidadosamente para não haver enganos grosseiros. O modo proporcional pode ser ajustado em percentagem de banda proporcional (analógicos) ou em ganho adimensional (digitais). As unidades do modo integral podem ser em repetições por unidade de tempo (ação integral) ou unidade de tempo por repetições da ação proporcional (tempo integral). As unidades do modo derivativo são em unidades de tempo. A unidade de tempo típica para os modos integral e derivativo é o minuto.

A sintonia do controlador é uma operação que deve ser feita com o processo em regime permanente, na condição mais provável de operação, depois que todas as condições do projeto tenham sido satisfeitas, os equipamentos instalados e os instrumentos calibrados. Quando a malha de controle sofre modificação, como por exemplo, a alteração da faixa de medição, a colocação ou a retirada do extrator de raiz quadrada, a modificação da característica da válvula de linear para igual percentagem, a colocação ou a retirada do posicionador da válvula, mesmo que o processo continue estável para aquela determinada condição, as suas margens de ganho e de fase foram alteradas e a malha deve ser sintonizada de novo.

A sintonia do controlador envolve os ajustes da banda proporcional, do tempo integral e do tempo derivativo. O ajuste da banda proporcional eqüivale ao ajuste do ganho do controlador. Os ajustes do tempo integral e do tempo derivativo implicam no atraso e/ou adiantamento da ação corretiva. Estes ajustes eqüivalem aos ajustes do ângulo de fase da ação corretiva.

A maioria dos métodos teóricos e empíricos de sintonia do controlador estabelece o ganho total da malha igual a 0,50, eqüidistante do zero (não há controle) e um (controle instável). Com este ganho de 0,50 as oscilações do sistema são amortecidas numa razão de 4 : 1 (os teóricos sabem e gostam de demonstrar isso matematicamente).

Pode se chegar facilmente a estes ajustes, mesmo sem instrumentos de medição, ajustando se inicialmente o

controlador para estabelecer o ganho total igual a 1 e depois ajustando-o pela metade. O ganho igual a 1 é facilmente realizável pois tem se a oscilação constante da variável controlada. O operador de processo pode verificar facilmente quando a medição oscila entre dois limites fixos, sem necessidade de instrumento adicional de teste. Na prática, é difícil detectar diretamente um amortecimento da variável medida de 4 para 1.

Os ajustes finais da sintonia do controlador são um compromisso entre os desempenhos do controlador em regime (frequência zero) ou dinâmico (altas freqüências).

8.5. Critérios de Sintonia

Os métodos mais conhecidos, teórica e experimentalmente, são os seguintes:

1. relação de amortecimento de 4:1
2. integral mínima do quadrado do erro (IQE)
3. integral mínima do erro absoluto (IEA)
4. integral mínima do tempo e do erro absoluto (ITEA)

O primeiro critério, relação de amortecimento de 4:1, tem a vantagem de ser facilmente medido, desde que se baseia em somente dois pontos da resposta. Inclusive, há outros métodos com outros nomes e outros procedimentos, porém, por inversão de passos, constituem o mesmo método.

Os outros três critérios são mais precisos, porém de difícil concretização prática.

Outro enfoque para as técnicas de sintonia é dizer que há duas categorias distintas para a sintonia do controlador:

1. método dinâmico, baseado nos parâmetros determinados pela resposta da malha fechada do sistema, com o controlador em automático.
2. método estático, baseado nos parâmetros estáticos determinados pela curva de resposta da malha aberta. Malha aberta é aquela sem o controlador e dela se obtém a curva de reação do processo. Esses métodos são difíceis, pois os dados a serem levantados são imprecisos.

Há basicamente três tipos de enfoques para os ajustes:

1. estabilidade limite do sistema de controle, função do produto ganho x banda de passagem,
2. curva de reação do processo ou a resposta transitória do processo a um degrau unitário,
3. resposta de frequência do processo.

Método da Oscilação Amortecida

É um método introduzido por Harriot. Consiste nos seguintes passos:

1. colocação do controlador em automático.
2. eliminação das ações integral (ajuste de T_i infinito) e derivativa (ajuste do Td zero).
3. com um ganho arbitrário, provocação de uma pequena variação, tipo degrau e observação da resposta.
4. ajuste da banda proporcional do controlador de modo a se obter uma curva de resposta com amortecimento de 1/4 ou de 4:1. Amortecimento de 1/4 significa que a amplitude de uma oscilação vale cerca de 4 vezes a amplitude da oscilação seguinte. Quando se tem uma oscilação decrescente e se tomam dois picos consecutivos, a amplitude do primeiro pico é 4 vezes maior que a amplitude do segundo pico. O pico seguinte é atenuado por um fator de 4.
5. ajustar os modos integral e derivativo, de modo que:

$$\mathbf{T_i = 0{,}667\ P}$$

$$\mathbf{T_d = 0{,}167\ P}$$

onde P é o período de oscilação para o ganho que provoca a atenuação 4:1

As desvantagens desse método são:

1. o método da oscilação amortecida é de tentativa e erro, portanto, requer paciência e experiência.
2. o método requer uma perturbação ao processo.

Método Final

Foi um método desenvolvido em 1942, por Ziegler e Nichols. É chamado de **método final** porque o seu uso requer a determinação do ganho e do período finais. É chamado de ganho final, Gf, o máximo do valor do ganho permissível para o controlador, com apenas o modo proporcional, para o sistema permanecer estável. O período final, Pf, é o período da oscilação da resposta com o ganho ajustado em Gf.

Os procedimentos do método de sintonia final são:

1. colocação das ações integral e derivativa em zero, deixando o controlador proporcional : T_i infinito e T_d zero.
2. colocação do controlador em automático
3. provoque uma pequena perturbação ao processo, variando o ponto de ajuste rapidamente e durante um pequeno intervalo de tempo. Deve se observar o comportamento da medição da variável controlada.
4. repete-se o passo seguinte, alterando sucessivamente a banda proporcional do controlador, até obter uma oscilação constante na medição. Esse ponto correspondente ao ponto de ganho igual a um. O processo está no limite de sua instabilidade. Anotam-se os valores da banda proporcional e do período de oscilação.
5. finalmente, ajustam-se os valores dos parâmetros do seguinte modo, dobrando-se o valor da banda proporcional, ou se dividdno por 2 o valor do ganho:

$$\mathbf{BP_f = 2\ BP_C}$$

ou

$$\mathbf{G_f = 0{,}5\ G_C}$$

onde

BP_f é a banda proporcional final, a ser ajustada no controlador

BP_r é a banda proporcional que provoca oscilações constantes ou

G_f é o ganho final, a ser ajustado no controlador

G_c é o ganho que corresponde ao processo com oscilações não atenuadas nem crescentes, mas com amplitudes constantes.

Quando se usa o modo integral associado ao modo proporcional, deve se aumentar a largura da banda proporcional. Os valores a serem ajustados no controlador P + I são:

$$\mathbf{BP_f = 2{,}2,\ BPc}$$

$$\mathbf{T_i = 0{,}83\ Pc}$$

onde P_c é o período da oscilação permanente.

Finalmente, quando o controlador possui os três modos de controle, P + I + D, os ajustes são:

$$\mathbf{BP_f = 1{,}67\ BP_C}$$

$$\mathbf{T_i = 0{,}5\ P_C}$$

$$\mathbf{T_d = 0{,}125\ P_C}$$

Note-se que a introdução da ação derivativa possibilitou o estreitamento da banda proporcional, portanto, melhoramento a sensibilidade do controlador. A ação derivativa permite, também, uma maior ação integral ao controlador.

As desvantagens desse método de sintonia são as mesmas que o método anterior. Aliás, calcular a banda proporcional que provoca oscilações com amplitudes constantes e dobrar essa banda proporcional, na realidade, também provoca amortecimento de 4:1.

Como o anterior, o método do ponto final:

1. é um método iterativo, de tentativa e erro, que consome tempo e requer paciência e habilidade.
2. também provoca distúrbio ao processo.

Método da Estabilidade Limite

O roteiro prático para a sintonia do controlador proporcional é o seguinte:

1. manualmente, atua se no processo para que a saída do controlador fique em 50%.
2. com o processo estabilizado, operando na condição mais comum

e com o controlador em automático, ajusta se a banda proporcional na valor máximo. Provoca se uma pequena variação (cerca de 1 a 2%) no ponto de ajuste e observa se a resposta do controlador. Como ele esta com o ganho quase zero ele praticamente não responde ao distúrbio e o erro quase não é corrigido.

3. diminui se a banda proporcional e provoca se novamente uma pequena variação no ponto de ajuste. Agora o controlador já responde melhor ficando um desvio permanente menor.
4. diminui se sucessivamente a banda proporcional e provoca se um pequeno distúrbio no ponto de ajuste. O desvio permanente diminui cada vez mais, até atingir um valor limite.
5. chega se a uma banda proporcional que provoca uma oscilação senoidal estável, com amplitude máxima constante. Este é o ponto de ganho total igual a 1. O processo está oscilando na sua frequência natural. [Não se deve confundir o ganho total do sistema com o ganho do controlador. O ganho do controlador pode ser ajustado tipicamente entre 5 e 0,2].
6. observa se no dial qual o valor da banda proporcional que provocou a oscilação constante e ajusta-o no dobro deste valor. Matematicamente, quando se dobra a banda, divide se pela metade o ganho do controlador. O ganho total da malha fechada é igual a 0,50.
7. quando se provocar um novo distúrbio no ponto de ajuste o processo ira responder com uma oscilação com taxa de amortecimento de 4 para 1.

Quando se tem o controlador P + I , o procedimento é quase o mesmo, com as seguintes diferenças;

1. inicialmente deve se retirar toda a ação integral do controlador, ajustando se o dial no máximo se os ajustes são em tempo por repetição ou em zero, se são em repetição por tempo.
2. quando se atingir a oscilação constante, provocada por um ajuste crítico da banda proporcional, deve medir e anotar o período de oscilação, além da banda proporcional. O ajuste do tempo integral deve ser função deste tempo correspondente ao período natural de oscilação do processo. Este período deve ser anotado no controlador para uso futuro, para distinguir a causa de uma eventual oscilação.
3. os ajustes do controlador agora são também diferentes. A adição da ação integral tornou o controlador menos estável ou mais sensível. Para compensar isso, o ajuste da banda proporcional deve ser mais conservador. Então, em vez de ajustar a banda proporcional em 2,0 vezes o valor da banda que provocou a oscilação constante, ajusta se, por exemplo, em 2,2 vezes o valor da banda proporcional crítica, o que corresponde a um ganho total de aproximadamente 0,45. Neste caso, para a mesma margem de ganho, tem se um ganho do controlador menor. O tempo integral é ajustado em 0,50 o período natural de oscilação do processo.

Finalmente, quando se tem um controlador proporcional mais integral mais derivativo, a filosofia é a mesma, exceto no seguinte:

1. a adição da ação derivativa torna o controlador mais estável que o P+I e até que o P. Por isso, o ajuste definitivo da banda proporcional pode ser menor que 2 vezes a banda proporcional crítica. Tipicamente, ajusta se a banda proporcional em 1,80 , o que corresponde a um ganho total aproximado de 0,55. Neste caso, para a mesma margem de ganho, tem se um ganho do controlador maior.
2. tempo integral é ajustado para 0,67 do período natural e o tempo derivativo é ajustado em 0,125 do período natural de oscilação do processo.

Esta flexibilidade e este grau de liberdade em escolher os valores de sintonia do sistema de controle permitem que haja vários valores diferentes para os ajustes do controlador, tais como os de Ziegler & Nichols, de Murril & Smith, de Cohen & Coon e de Shinskey.

8.6. Ajustes Típicos

A maioria das malhas é sintonizada, na prática, pelo ajuste dos modos, a partir de valores típicos iniciais. Os ajustes são depois feitos finamente por tentativa e erro, observando-se a resposta da malha fechada.

A Tab. 1 dá os ajustes típicos dos modos de controle para vários tipos de malhas. Estes ajustes assumem que o instrumentação já tenha selecionado a válvula de controle, a faixa de medição do sensor ou do transmissor.

As malhas de pressão de gás e nível de liquido tipicamente tem uma resposta integrante. O modo integral deve ser evitado, a não ser que também se possa usar o modo derivativo. Nenhum destes modos é necessário para banda proporcional menor que 10%. As malhas de pressão de gás de fornalha e secador são freqüentemente ruidosas e tem alto ganhos da medição, desde que a faixa calibrada é muito estreita. Tais malhas de pressão requerem grandes bandas proporcionais (pequenos ganhos do controlador). As malhas de nível de liquido em colunas de distinção e níveis de balão da caldeira podem ter ruído e tem um ganho não linear (resposta inicial inversa da resposta final). As malhas de nível de liquido com borbulhamento podem ter ruído e requerem uma larga banda proporcional.

Tab. 1. Ajustes Típicos dos Modos do Controlador

Malha	BP %	Ti rep/min	Td min
Vazão	100-500	10-50	Nada
P líquido	100-500	10-50	Nada
P gás	1-50	2-10	0,002-0,1
Nível	1-50	4-20	0,01-0,05
T	10-50	0,02-1	0,5-20
Análise	200-800	0,01-0,1	Nada

8.7. Sumário

Para maximizar o desempenho da malha

1. Minimizar o tempo morto, quando ele aparecer na malha.
2. Maximizar todas as constantes de tempo do instrumento.
3. Maximizar a maior constante de tempo de realimentação negativa no processo auto regulante.
4. Minimizar todas as constantes de tempo da realimentação negativa menores que a maior constante de tempo no processo auto regulante.
5. Minimizar todas as constantes de tempo da realimentação negativa no processo não auto regulante.
6. Maximizar a constante de tempo de realimentação positiva no processo não auto regulante.
7. Minimizar os ganhos do processo, integrador e do distúrbio.
8. Maximizar a constante de tempo do distúrbio e o intervalo de tempo.
9. Minimizar os ajustes da banda proporcional e do tempo integral do controlador.
10. Maximizar o ajuste do tempo derivativo do controlador.

Para estimar os ajustes do modo e do desempenho da malha:

1. Medir pelo teste da malha aberta ou estimar pelo uso das equações, os tempos mortos, as constantes de tempo e os ganhos do processo, distúrbio e instrumentos. Se a medição é ruidosa, estimar a constante de tempo do filtro ou a banda proporcional necessária para a atenuação.
2. Converter cada uma das constantes de tempo menores do que a maior constante de tempo da realimentação negativa na malha para o equivalente tempo morto.
3. Somar todas os tempos mortos equivalentes na malha.
4. Somar todas as constantes de tempo da realimentação negativa na malha e subtrair da soma total dos tempos mortos equivalente.
5. Somar todos os tempos mortos puros na malha e adicionar a este

total a soma dos tempos mortos equivalentes.

6. Usar a constante de tempo total da realimentação negativa (passo 4) e o tempo morto total da malha (passo 5), para os processos auto regulante, integrante ou com realimentação positiva, para estimar o período natural do processo.
7. Usar a constante de tempo da realimentação negativa (item 4) e o tempo morto total da malha (item 5) para os processos auto regulante, integrante e de realimentação positiva, para estimar a banda proporcional. Usar o ajuste da banda proporcional (item 1) para atenuação do ruído, se o ruído for alto. Para processos de realimentação positivo, dividir a banda proporcional máxima pela metade da banda proporcional para estimar a largura da banda proporcional.
8. Usar o período natural (item 6) para um controlador PI ou PID, para estimar o tempo integral.
9. Escolher os ajustes do modo do controlador disponível que estejam mais próximos dos valores estimados. Lembrar de inverter o tempo integral, se o ajuste do modo integral é em termos de repetições por minuto.
10. Estimar o erro máximo e o acumulado pelas equações teóricas. Se a maior constante de tempo do instrumento for maior do que a maior constante de tempo da realimentação negativa no processo, multiplicar os resultados pela relação desta constante de tempo do instrumento para a constante de tempo do processo.
11. Se os erros forem muito grandes, investigar a possibilidade de controle de cascata para isolar os distúrbios ou o controle feedforward para distúrbios mensuráveis.

8.8. Conclusão

Não adiantaria maior rigor e precisão nestes ajustes quando se botões e dials de ajuste com imprecisão maior que 10%, como os disponíveis nos controladores eletrônicos e pneumáticos existentes.

Felizmente a imprecisão do **menor que um** permite ajustes em valores aproximados que funcionam na prática.

Dos três métodos de sintonia do controlador, o da estabilidade limite é o melhor por ser o mais rápido e conveniente para as condições normais do processo.

Qualquer que seja o método escolhido, porém, os distúrbios devem ser considerados, quando se determinam os ajustes.

1. distúrbios de baixa frequência ou lentos, usar banda proporcional estreita e ação integral grande.
2. distúrbios de alta frequência ou rápidos, usar banda proporcional larga, ação integral pequena e ação derivativa pequena (ou nem usar ação derivativa, pois esta ação apresenta problema com ruído).

O processo com grande tempo morto é difícil de ser controlado e sintonizado. Um procedimento prático, mas ainda demorado e tedioso, para processo com tempo morto não exagerado e desde que se conheça antecipadamente o processo é:

1. ajustar o ganho do controlador em zero, o tempo integral no máximo e o tempo derivativo em zero.
2. aumentar gradativamente o ganho do controlador até aparecer oscilação com pequena amplitude e com desvio permanente entre medição e ponto de ajuste.
3. diminuir gradativamente o tempo integral do controlador até eliminar o desvio permanente e até aparecer uma pequena oscilação de baixa frequência, provocada pela ação integral e não pela ação proporcional.
4. aumentar por degrau o tempo derivativo até eliminar a oscilação. Quando acabar a oscilação, repetir (2) e (3), até que o aumento do tempo derivativo não consiga mais eliminar a oscilação.

8

Controle Multivariável

Objetivos de Ensino

7. *Revisar os conceitos de realimentação negativa e preditivo antecipatório.*
8. *Apresentar conceito, objetivos, vantagens, limitações e aplicações das várias estratégias de controle multivariável, tais como*
   a) *Cascata*
   b) *Faixa dividida*
   c) *Auto seletor*
   d) *Relação de vazões*

3. Mostrar os conceitos de projeto do controle global da planta.

1. Introdução

A malha de controle a realimentação negativa (feedback) convencional com entrada única e saída única (single input-single output) é o núcleo seminal da maioria das estruturas de controle de processo. Porém, ultimamente, foram desenvolvidas estruturas mais complexas que podem, em alguns casos, melhorar significativamente o desempenho do sistema de controle.

A maioria das malhas de controle possui uma única variável controlada. A minoria dos sistemas mais complexos requer o controle mais avançado, envolvendo mais de uma variável, ora para manipular mais de um elemento final de controle, ora para monitorar mais de uma variável controlada. Estes sistemas, que são repetidos freqüentemente com pequenas modificações, são conhecidos como sistemas unitários de controle, sistemas estruturados de controle ou sistemas de controle multivariável. Eles são clássicos e podem ser disponíveis em instrumentos especiais, com as múltiplas funções para atender as aplicações mais complexas, facilitar a instalação, manutenção e operação.

Cada sistema unitário de controle encontra sua aplicação especifica. A característica comum dos sistemas é que são manipuladas e medidas muitas variáveis simultaneamente, para se estabelecer o controle, no menor tempo possível e com o melhor rendimento do processo.

Serão tratados aqui e agora os conceitos e símbolos dos controles estruturados, que podem servir como blocos constituintes de um projeto completo de instrumentação.
O controle pode ser implementado através das seguintes estratégias:

1. **Controle Contínuo Linear**
   Realimentação negativa
   Cascata
   Preditivo antecipatório
   Relação
2. **Controle com saídas múltiplas**
   Balanço de cargas
   Faixa dividida
3. **Malhas redundantes**
   Reserva (backup) redundante
   Tomada de malha integral
   Controle de posição da válvula
4. **Controle Discreto ou Chaveado**
   Sistemas seletores

2. Realimentação negativa

O objetivo do controle com realimentação negativa é controlar uma variável medida em um ponto de ajuste. O ponto de ajuste nem sempre é aparente ou facilmente ajustável.

Os estados operacionais são automático e manual. Os parâmetros operacionais são o ponto de ajuste (em automático) e a saída (em manual).

Os valores monitorados são o ponto de ajuste, a medição e a saída. (monitorar não significa necessariamente indicar.)

A realimentação negativa é mais um conceito do que um método ou um meio. No sistema com realimentação negativa sempre há medição (na saída), ajuste do ponto de referência, comparação e atuação (na entrada). A saída pode alterar a variável controlada, que pode alterar a variável medida. O estado da variável medida é realimentado para o controlador para a devida comparação e atuação.

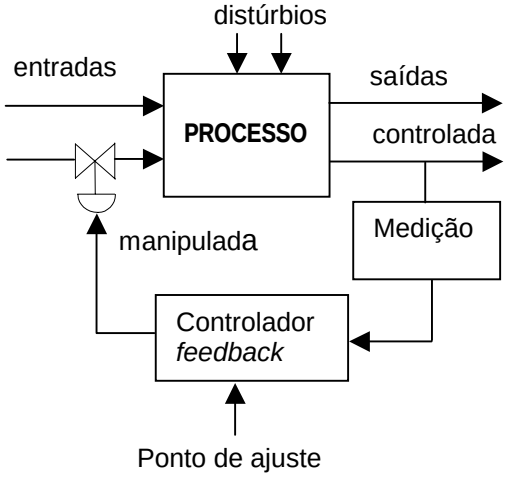


Fig. 8.1. Esquema da realimentação negativa

Em resumo, esta é a essência do controle à realimentação negativa. É irrelevante se há seis elementos na Fig. 8.2 e apenas um na válvula auto regulada de pressão
(Fig. 8.3). Na válvula auto-operada, os mecanismos estão embutidos na própria válvula, não há display e os ajustes são feitos de modo precário na válvula ou nem são disponíveis. Na malha de controle convencional, os instrumentos podem ter até circuitos eletrônicos microprocessados. É irrelevante também se as variáveis medida e manipulada são as mesmas na malha de vazão ou diferentes na malha de pressão. O conceito de controle é a realimentação negativa, independente do meio ou método de sua realização.

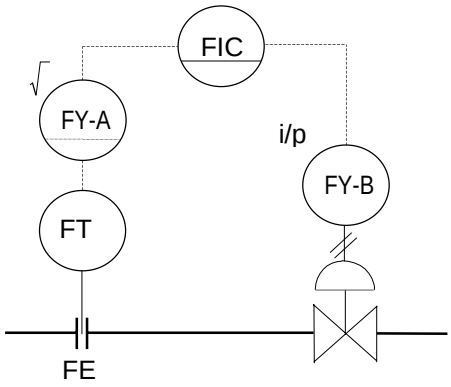


Fig. 8.2. Malha de controle de vazão

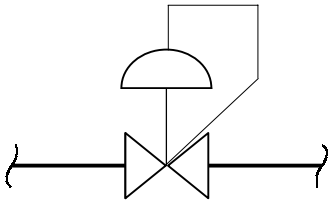


Fig. 8.3. Reguladora de pressão

Na malha de controle de vazão da Fig. 8.2, a vazão é sentida pela placa (FE), o sinal é transmitido (FT), extraída a raiz quadrada (FY-A) e finalmente chega ao controlador (FIC). Este sinal de medição é comparado com o ponto de ajuste (não mostrado na figura) e o controlador gera um sinal (função matemática da diferença entre medição e ponto) que vai para a válvula de controle (FCV), passando antes por um transdutor corrente para pneumático (FY-B), que compatibiliza a operação do controlador eletrônico com a válvula com atuador pneumático. A atuação do controlador tem o objetivo de tornar a medição igual (ou próxima) do ponto de ajuste.

Na válvula auto regulada acontece a mesma coisa, porém, envolvendo menor quantidade de equipamentos. O valor da pressão a ser controlado é levado para um mecanismo de comparação que está no

atuador do válvula. No mecanismo há um ajuste do valor da pressão a ser controlado. Automaticamente a válvula vai para a posição correspondente à pressão ajustada.

Nos dois sistemas sempre há:

1. medição da variável controlada
2. ajuste do valor desejado
3. comparação entre medição e ajuste
4. atuação para tornar medição igual ao ponto de ajuste

Enquanto a medição estiver igual ao ponto de ajuste (situação ideal), a saída do controlador está constante (cuidado! Não é igual a zero!). Só haverá atuação (variação na saída) quando ocorrer diferença entre medição e ponto de ajuste.

A maioria absoluta dos sistemas de controle se baseiam no conceito de realimentação negativa. Embora seja lento e susceptível à oscilação, ele é o mais fácil de ser realizado.

A minoria dos sistemas utiliza outras estratégias de controle ou combinação de várias malhas a realimentação negativa. O advento da instrumentação microprocessada (chamada estupidamente de inteligente) permite a implementação econômica e eficiente de outras técnicas de controle.

3. Controle Cascata

3.1. Introdução

O controle cascata permite um controlador primário regular um secundário, melhorando a velocidade de resposta e reduzindo os distúrbios causados pela malha secundária.

Uma malha de controle cascata tem dois controladores com realimentação negativa, com a saída do controlador primário (mestre) estabelecendo o ponto de ajuste variável do controle secundário (escravo). A saída do controlador secundário vai para a válvula ou o elemento final de controle. O controle cascata é constituído de dois controladores normais e uma única válvula de controle, formando duas malhas fechadas. Só é útil desdobrar uma malha comum no sistema cascata quando for possível se dispor de uma variável intermediária conveniente mais rápida.

A Fig. 8.7 é um diagrama de blocos do conceito de controle de cascata, mostrando as medições (primaria e secundaria), o ponto de ajuste do primário estabelecido manualmente e o ponto de ajuste do secundário estabelecido pela saída do controlador primário.

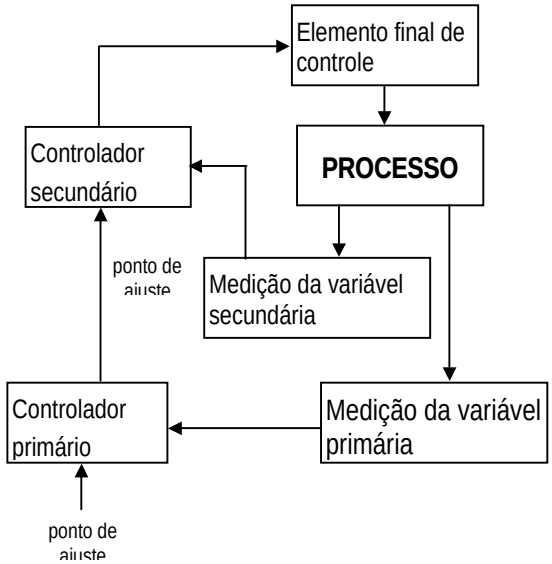


Fig. 8.7. Diagrama de blocos do controle cascata

A característica principal do controle cascata é a saída do controlador primário ser o ponto de ajuste do secundário. O

controlador primário cascateia o secundário.

A Fig. 8.8 é um exemplo de um controle convencional de temperatura, envolvendo uma única malha. Na Fig. 8.9 tem-se controle de cascata. (É interessante notar como um esquema simples pode esconder fenômenos complexos. Por exemplo, eventualmente a reação da figura pode ser exotérmica e nada é percebido).

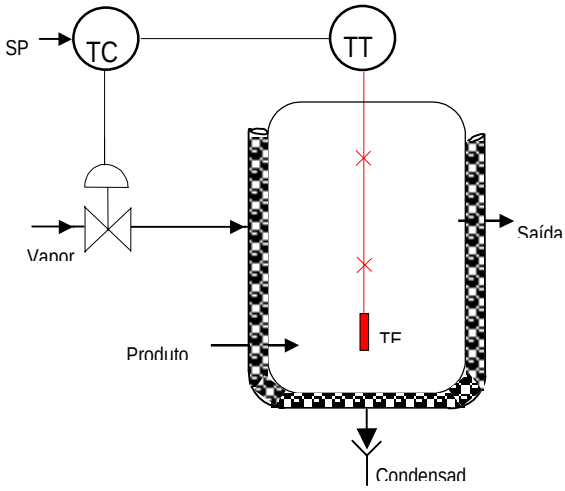


Fig. 8.8. Controle convencional de temperatura

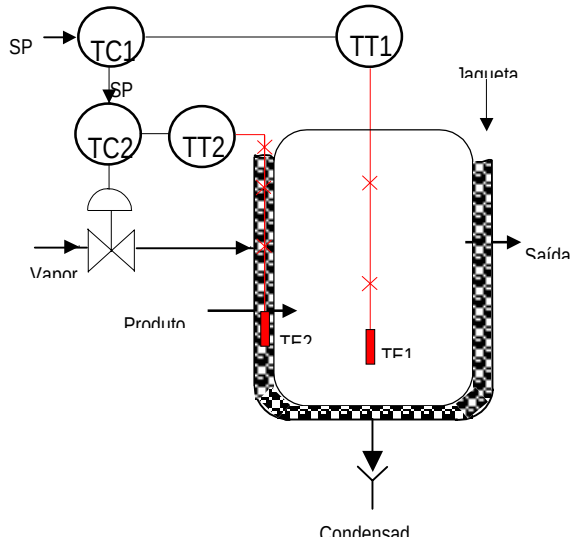


Fig. 8.9. Controle de cascata temperatura – temperatura

No controle cascata a temperatura do vaso (mais lenta) cascateia a temperatura da jaqueta (mais rápida). Quando houver distúrbio no vapor fazendo a temperatura da jaqueta cair, o controlador secundário corrige esta variação mais rapidamente que o controlador primário.

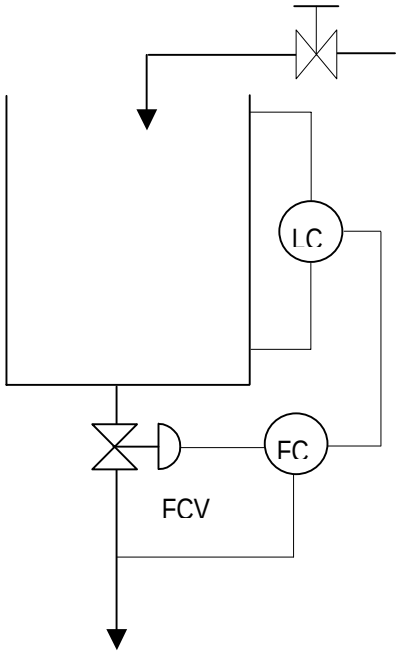


Fig. 8.10**.** Controle cascata: controlador de nível estabelece ponto de ajuste no de vazão

3.2. Conceito

O controle em cascata divide o processo em duas partes, duas malhas fechadas dentro de uma malha fechada. O controlador primário vê uma malha fechada como parte do processo. Idealmente, o processo deve ser dividido em duas metades, de modo que a malha secundaria seja fechada em torno da metade dos tempos de atraso do processo. Para ótimo desempenho, os elementos dinâmicos no processo devem também ser distribuídos eqüitativamente entre os dois controladores.

É fundamental a escolha correta das duas variáveis do sistema de cascata, sem a qual o sistema não se estabiliza ou não funciona.

1. a variável primaria deve ser mais lenta que a variável secundaria.
2. a resposta da malha do controlador primário deve ser mais lenta que a do primário.
3. o período natural da malha primaria deve ser maior que o da malha secundaria.

4. o ganho dinâmico da malha primaria deve ser menor que a da primaria.
5. a banda proporcional do controlador primário deve ser mais larga que a do controlador secundário.
6. a banda proporcional do controlador primário deve ser mais larga que o valor calculado para o seu uso isolado,

Quando os períodos das malhas primaria e secundaria são aproximadamente iguais, o sistema de controle fica instável, por causa das variações simultâneas do ponto de ajuste e da medição da malha secundaria.

Usualmente, o controlador primário é P+I+D ou P+I e o secundário é P+I.

As combinações típicas das variáveis primaria (P) e secundaria (S) no controle em cascata são: temperatura (P) e vazão (S), composição (P) e vazão (S), nível (P) e vazão (S), temperatura (P) e pressão (S) e temperatura lenta (P) e temperatura rápida (S).

Quando o controlador secundário é de vazão e recebe o sinal de um transmissor de pressão diferencial associado a placa de orifício, deve se usar o extrator de raiz quadrada, para linearizar o sinal da vazão, a não ser que a vazão esteja sempre acima de 50% da escala.

Quando se tem controle de processo em batelada ou quando o controlador secundário está muito demorado, pode ocorrer a saturação do modo integral. Um modo de se evitar esta saturação é fazendo uma realimentação externa do sinal de medição do controlador secundário ao circuito integral do controlador primário. Em vez do circuito integral receber a realimentação do sinal de saída do controlador, ele recebe a alimentação do sinal de medição do controlador secundário.

3.3. Objetivos

Há dois objetivos do controle cascata:

1. eliminar os efeitos de alguns distúrbios (variações da carga próximas da fonte de suprimento)
2. melhorar o desempenho dinâmico da malha de controle, reduzindo os efeitos do atraso, principalmente do tempo morto.

Para ilustrar o efeito da rejeição do distúrbio, seja o refervedor (*reboiler*) da coluna de destilação. Quando a pressão de suprimento do vapor aumenta, a queda da pressão através da válvula de controle será maior, de modo que a vazão de vapor irá aumentar. Com o controlador de temperatura convencional, nenhuma correção será feita até que a maior vazão de vapor aumente a temperatura na bandeja 5. Assim, o sistema inteiro é perturbado por uma variação da pressão do suprimento de vapor.

Com o sistema de controle cascata, com a temperatura da coluna cascateando a vazão de vapor, o controlador de vazão do vapor irá imediatamente ver o aumento na vazão de vapor e irá fechar a válvula de vapor para fazer a vazão de vapor voltar para o seu ponto de ajuste. Assim o refervedor e a coluna são pouco afetadas pelo distúrbio na pressão de suprimento do vapor.

Outro sistema de controle cascata envolve um processo com resfriamento de um reator, através da injeção de água na jaqueta. A controlador da temperatura do reator é o primário; o controlador da temperatura da jaqueta é o secundário. O controle de temperatura do reator é isolada pelo sistema de cascata dos distúrbios da temperatura e pressão d'água de resfriamento da entrada.

Este sistema mostra como o controle cascata melhora o desempenho dinâmico do sistema. A constante de tempo da malha fechada da temperatura do reator será menor quando se usa o sistema cascata.

3.4. Vantagens

As vantagens do sistema de cascata são:

1. os distúrbios que afetam a variável secundaria são corrigidos pelo controlador secundário, que é mais rápido, antes que possam influenciar a medição primaria.
2. o atraso de fase existente na parte secundaria é reduzido pela malha secundaria, melhorando a velocidade de resposta da malha primaria.
3. a malha secundaria permite uma manipulação exata da vazão de produto ou energia pelo controlador primário.

3.5. Saturação do modo integral

O controle em cascata é utilizado para eliminar os efeitos de pequenos distúrbios no processo.

Em aplicações do controle em cascata sempre há a possibilidade de haver a saturação dos dois controladores. O problema da saturação do modo integral é criado pela excursão da carga do processo além da capacidade da válvula de controle. A válvula irá ficar saturada em seu limite externo, 0 ou 100%, totalmente fechada ou aberta, fazendo com que haja um desvio permanente entre a medição e o ponto de ajuste do controlador primário. Se não for tomada nenhuma providência, o controlador primário irá saturar. Como conseqüência, o controlador secundário também irá saturar.

Uma solução simples e prática é utilizar a medição da variável secundaria como realimentação externa para o modo integral do controlador primário. Convencionalmente, o controlador primário é realimentado pela sua própria saída que é o ponto de ajuste do controlador secundário. Quando o controlador secundário estiver em operação normal, o seu ponto de ajuste coincide com a medição e o funcionamento da malha é igual ao modo convencional. Se houver uma diferença entre a medição e o ponto de ajuste do secundário, a ação integral do controlador primário fica estacionária e só é restabelecida quando a malha secundaria voltar a normalidade.

O que se fez, realmente, nessa nova configuração foi incluir a resposta dinâmica da malha secundaria dentro do circuito integral do controlador primário. A ação integral do controlador primário pode ser maior que a usual pois qualquer atraso ou variação na resposta da malha secundaria é corrigido pela ação do controlador primário.

Há ainda uma vantagem adicional: o controlador primário raramente precisa ser transferido para manual. Quando o controlador secundário estiver em manual, o controlador primário não poderá saturar, pois é quebrada a realimentação positiva para o seu modo integral.

Dois requisitos são essenciais ao novo sistema:

1. o controlador primário deve ter disponível a opção de realimentação externa ao modo integral.
2. o controlador secundário é comum, porém, não pode haver desvio permanente entre sua medição e seu ponto de ajuste. Ou, em outras palavras, o controlador secundário deve ter, obrigatoriamente, a ação integral, para eliminar sempre o desvio permanente.

3.6. Aplicações

Reator com temperatura e pressão

Seja a malha de controle de temperatura do produto de um reator, feito através da manipulação da vazão de entrada de vapor. Quando a pressão do vapor cai, o seu poder de aquecimento diminui. Para uma mesma vazão, tem-se uma diminuição da temperatura do produto. Essa diminuição do efeito de aquecimento do vapor só é sentida pela malha de temperatura. O elemento primário sentirá a diminuição da temperatura e irá aumentar a abertura da válvula. Essa correção é demorada. Nesse intervalo de tempo, se houver a recuperação da pressão original, certamente haverá um super aquecimento. Essa oscilação pode se repetir indefinidamente, com o processo nunca se estabilizando, pois a sua inércia é muito

grande. O controle do processo é sensivelmente melhorado com o controle em cascata.

O controle de temperatura do reator anterior é melhorado colocando-se um outro controlador de pressão na entrada da alimentação de vapor. Agora, tem-se o controlador de pressão cascateado pelo controlador de temperatura. A saída do controlador de temperatura, chamado de primário, estabelece o ponto de ajuste do controlador de pressão, chamado de secundário. Nessa nova configuração, quando houver a diminuição da pressão de vapor, mesmo com a vazão constante, o controlador de pressão irá abrir mais a válvula, para compensar a menor eficiência do vapor. As variações de pressão da alimentação do vapor são corrigidas rapidamente pela malha de pressão e em vez de serem corrigidas lentamente pela malha de temperatura.

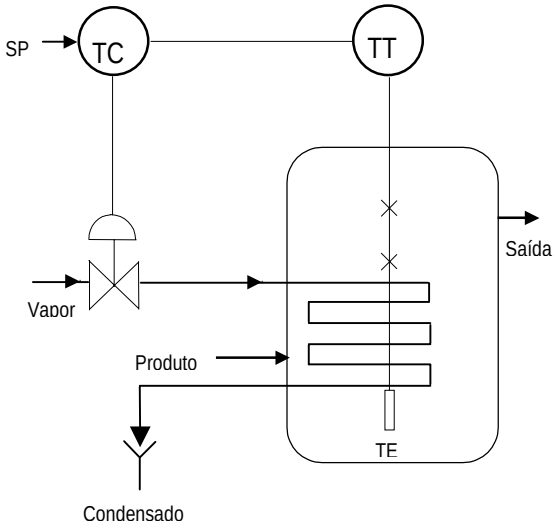


Fig. 8.11. Controle de temperatura convencional

Reator com temperatura cascateando temperatura

É possível se ter uma variável cascateando outra variável da mesma natureza, por exemplo, temperatura cascateando a temperatura.

Uma aplicação típica é a do controle de temperatura de reator, com aquecimento de vapor em jaqueta externa. As variações da temperatura do produto são mais lentas e demoradas que as variações da temperatura da jaqueta de aquecimento. Nessas condições, pode-se usar a temperatura do produto como a variável primaria e a temperatura do aquecimento externo como a secundaria. Quando houver variações na temperatura da jaqueta, a correção é feita diretamente pelo controlador secundário.

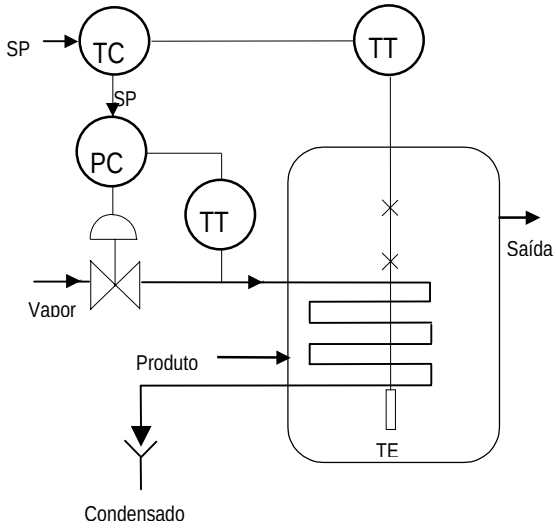


Fig. 8.12. Controle cascata temperatura – pressão

4. Controle de Faixa Dividida

4.1. Conceito

O objetivo de estender ou dividir a faixa é alterar a faixa normal de um elemento final da que ele dispõe, aumentando ou diminuindo-a. Este controle é chamado de *split range*. Por exemplo, em vez de a válvula operar entre 20 e 100 kPa (normal), ela opera entre 20 e 60 kPa (metade inferior) ou entre 60 e 100 kPa (metade superior).

O controle de faixa dividida ou de *split range* consiste de um único controlador manipulando dois ou mais elementos finais de controle. Neste controle, é mandatório o uso do posicionador da válvula. Os posicionadores são calibrados e ajustados e as ações das válvulas são escolhidas para que os elementos finais de controle sejam manipulados convenientemente. Por exemplo, uma válvula pode operar de 0 a 50% do sinal e a outra de 50 a 100% do sinal de saída do controlador.

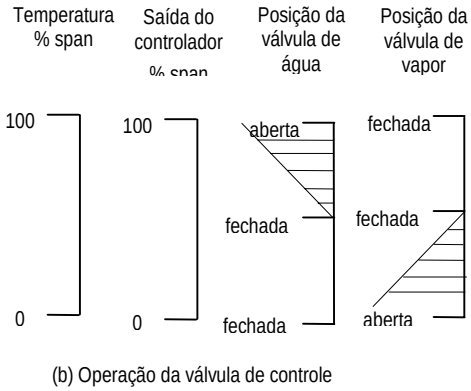
4.2. Aplicações

Aquecimento e resfriamento

A **Fig.** 8.12 mostra um esquema de controle de temperatura para um processo batelada (batch), usando um tanque de reação química que requer a temperatura de reação constante. Para começar a reação o tanque deve ser aquecido e isto requer uma vazão de vapor através da serpentina. Depois, a reação exotérmica produz calor e o tanque deve ser resfriado e isto requer uma vazão de fluido refrigerante, através de outra (ou da mesma) serpentina.

O controle suave da temperatura é conseguido pelo seguinte sistema básico:

1. a saída do controlador de temperatura varia gradualmente quando a temperatura do tanque aumenta
2. quando o controlador solicita que a válvula de aquecimento esteja totalmente aberta, a válvula de resfriamento deve estar totalmente fechada
3. quando o controlador solicita que a válvula de resfriamento esteja totalmente aberta, a válvula de aquecimento deve estar totalmente fechada
4. no meio do caminho, ambas as válvulas devem estar simultaneamente fechadas, de modo que não haja nem aquecimento nem resfriamento.
5. cada válvula se move de modo contrário e seqüencial à outra.



(b) Operação da válvula de controle

Fig. 8.12. Sistema de controle de faixa dividida

Temperatura com dois combustíveis

Também há aplicações envolvendo o aquecimento por dois combustíveis, onde a primeira válvula A(do combustível mais barato) é atuada pela saída do controlador, indo de 0 a 100% de abertura. Depois de totalmente aberta, a segunda válvula B (do combustível mais caro) começa a atuar, indo também de 0 a 100%. Neste caso, pode-se ter as duas válvulas totalmente fechadas (no início do processo) ou totalmente abertas, (no máximo aquecimento) simultaneamente.

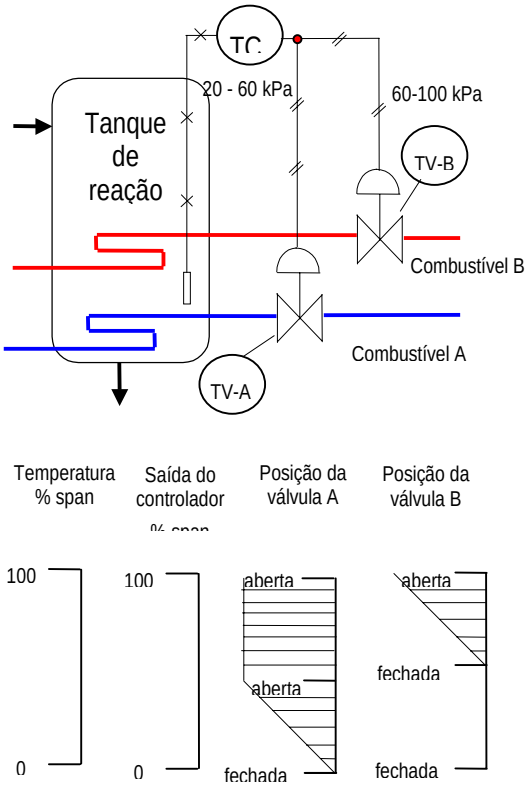


Fig. 8.13**.** Controle de Faixa Dividida

5. Balanço de Cargas

O objetivo do controle com balanço de carga é permitir a regulação da saída comum (somada) de várias malhas. Os estados operacionais são qualquer combinação dos estados normais de operação das malhas individuais. Qualquer malha pode estar em manual e a malha externa ainda tenta manter a vazão total em seu ponto de ajuste. Os parâmetros operacionais são os de todos os controladores, incluindo o controlador mais externo que balanceia a carga. (Isto não quer dizer que todas as combinações sejam úteis.)

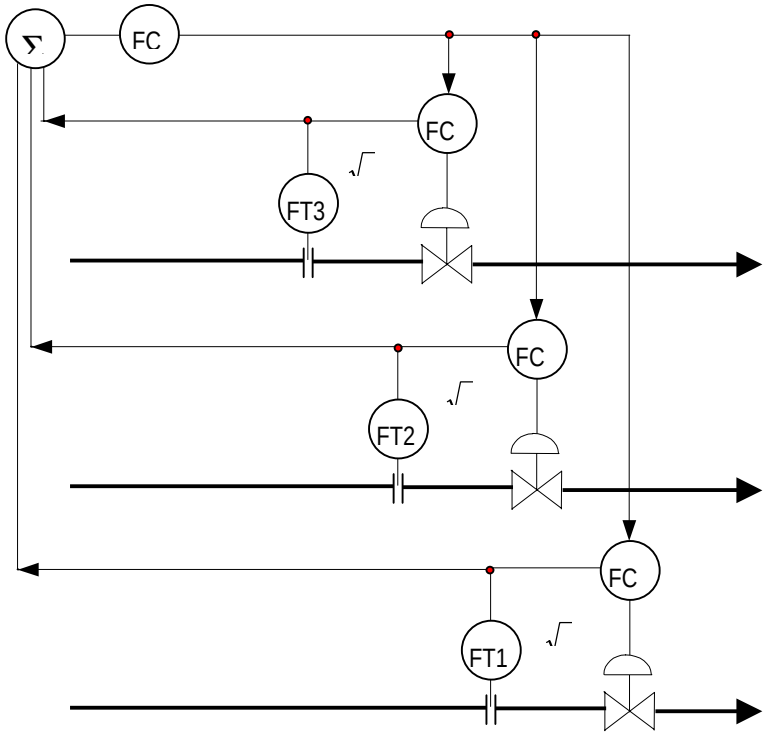


Fig. 8.14. Controle de balanço de cargas

6. Controle de malhas redundantes

O objetivo do controle com malhas redundantes é fornecer controle mesmo quando há falha de uma malha ou fazer controladores operarem em tempos diferentes, através da inclusão de ações de controle ou ajustes de ganho ou em pontos de diferentes, através de diferentes pontos de ajuste.

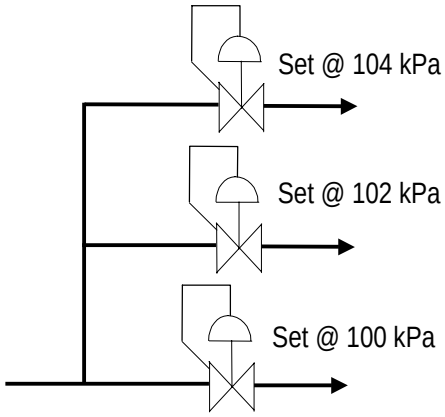


Fig. 8.15. Backup simples, malhas redundantes

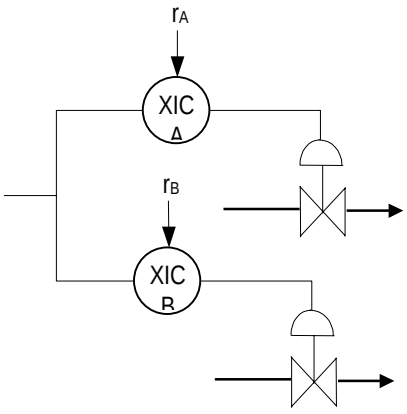


Fig. 8.16. Malhas redundantes, com ajustes de ganhos diferentes (controlador com maior ganho atua primeiro)

A ação integral torna o controlador mais lento, de modo que um controlador PI é mais lento que um controlador P. A ação derivativa torna o controlador mais rápido, de modo que um controlador PID é mais rápido que um controlador PI.

Controlador com ganho grande (banda proporcional estreita) é mais rápido que um com ganho pequeno.

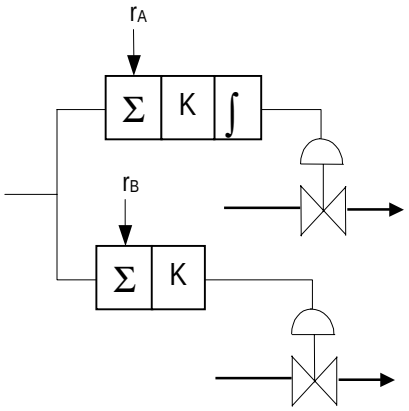


Fig. 8.17. Malhas redundantes, com ações de controle diferentes (controlador P atua antes do controlador PI)

7. Controles chaveados

Os conceitos de controle chaveados são divididos em

1. seletivo
2. seletor (alta ou baixa)
3. estrutura variável

O controle eletivo (Fig. 8.18) envolve um chaveamento na entrada do controlador, que recebe o sinal de dois transmissores de análise. Quando um deles falha, o outro assume a função de enviar o sinal de medição.

O controle seletor (Fig. 8.19) envolve dois (ou mais) controladores com o chaveamento na saída, pois há um único elemento final de controle. Em operação normal o controlador de vazão (FIC) opera; quando o nível se aproxima de um valor crítico (muito baixo), automaticamente o controlador LIC assume o controle. Nesta configuração, é necessário a proteção contra saturação do modo integral dos controladores, pois o controlador que está fora de controle, mas ligado, pode saturar se tiver a ação integral.

O controle de estrutura variável (Fig. 8.20) permite o controlador TIC controlar o processo com uma válvula TVA, até que a pressão atinja valor perigoso. Agora o controlador de pressão assume o controle da válvula principal e o

controlador de temperatura atua na válvula secundaria, TVB. Também é necessária a realimentação externa ao modo integral ao PIC, para evitar a saturação da saída (não é necessária a realimentação ao TIC pois ele sempre está operando).

Todo esquema de controle seletor chaveado inclui obrigatoriamente um seletor de sinais.

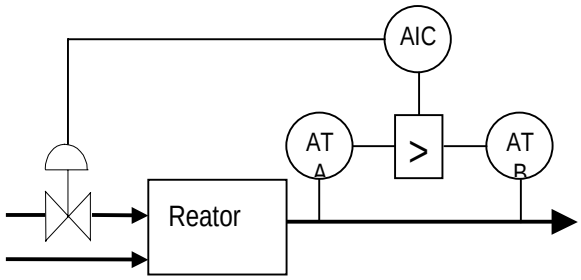


Fig. 8.18. Controle chaveado

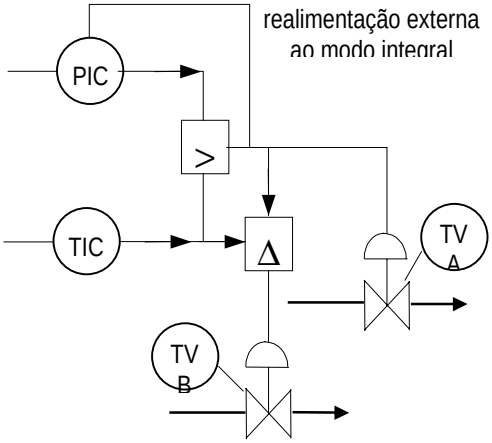


Fig. 8.19. Controle auto seletor, com proteção contra saturação do modo integral

8. Controle Auto-Seletor

8.1. Conceito

O controle auto-seletor é também chamado de controle seletivo, limite, *override* ou *cut-back*.

Há situações onde a malha de controle deve conhecer outras variáveis controladas, por questão de segurança e controle. Isto é principalmente verdade em plantas altamente automatizadas, onde o operador não pode tomar todas as decisões nas situações de emergência, de partida e de parada do processo.

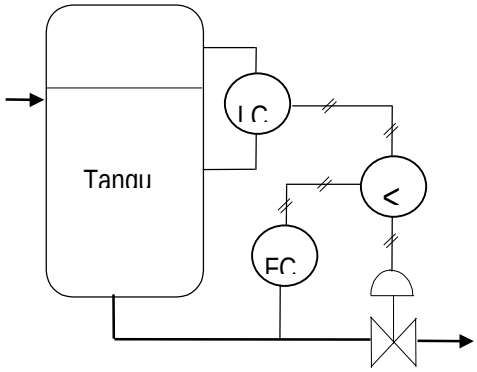


Fig. 8. 20. Controle auto seletor entre nível e vazão do tanque

O controle auto seletor é uma forma de controle multivariável, em que a variável manipulada pode ser ajustada em qualquer momento, por uma variável, selecionada automaticamente entre diversas variáveis controladas diferentes.

A filosofia do controle auto-seletor é a de se usar um único elemento final de controle manipulado por um controlador, selecionado automaticamente entre dois ou mais controladores. Tendo-se duas ou mais variáveis medidas, aquela que estiver em seu valor crítico assume o controle do processo.

Outro enfoque de se ver o controle auto-seletor é considerar os dois controladores ligados a uma única válvula de controle. Em condições normais, uma malha comanda a válvula; em condições anormais, a outra malha assume automaticamente o controle, mantendo o

sistema dentro da faixa de segurança. O controle normal é cortado apenas durante o período necessário para se restabelecer a segurança do sistema. Quando a condição anormal desaparece, a malha normal assume novamente o controle.

8.2. Exemplos

O conceito de controle seletivo ou auto seletor é explicado pelo exemplo na Fig. 08, que mostra um tanque cujo nível é controlado pela modulação da válvula de controle na linha de dreno de saída. A vazão do dreno do tanque é controlada usando-se a mesma válvula. Há duas exigências do processo:

1. em operação normal, o tanque é esvaziado com uma vazão constante, estabelecida no controlador de vazão. Vazão muito elevada é considerada critica.
2. o nível muito baixo é considerado uma situação critica que deve ser evitada

Quando o nível ficar muito baixo, o controlador de nível entra automaticamente em ação e substitui o controlador da vazão. Quando a vazão tender a aumentar, o controlador de vazão está em ação e também corta o excesso de vazão. Sempre, a válvula toma a posição menos aberta dos comandos dos dois controladores.

A escolha de qual controlador deve assumir o controle é feita automaticamente por um relé seletor, que faz uma transição suave de um sinal de entrada para outro. A função seletora deste relé pode ser incorporada ao circuito do controlador.

Note que esta configuração é totalmente diferente do controle de cascata. No controle de cascata, nível cascateando a vazão, o ponto de ajuste do controlador de vazão é estabelecido automaticamente pelo controlador de nível. Assim, quando o nível diminui, a saída do controlador também diminui e o ponto de ajuste do controlador de vazão também diminui. No controle de cascata, a vazão é diminuída continuamente pelo abaixamento do nível.

No controle auto seletor, a vazão é constante e o valor é estabelecido externamente pelo operador de processo. Em operação normal, a vazão é a variável controlada e manipulada, ao mesmo tempo. Quando o nível atinge um valor crítico, automaticamente o controlador de nível assume o controle. A partir deste ponto, a vazão de saída do tanque tende a diminuir com a diminuição do nível do tanque. Quando o nível é baixo, a variável controlada passa a ser o nível e a manipulada contínua sendo a vazão.

Outro exemplo de sistema de controle seletivo envolve sistemas com mais de um elemento sensor. Os sinais de três transmissores de temperatura localizados em vários pontos ao longo de um reator tubular entram em um seletor de alta (HS). A temperatura mais elevada é enviada ao controlador de temperatura cuja saída manipula a água fria. Assim, este sistema controla o pico de temperatura no reator, qualquer que seja o ponto onde ela esteja.

Outro exemplo comum é o controle de duas vazões de um reator, onde o excesso de um dos reagentes poderia levar a composição no reator para uma região onde poderia haver explosão. Assim, é vital que a vazão deste reagente seja menor do que algum valor crítico, relativo a outra vazão. São usadas medições múltiplas e redundantes da vazão e o maior sinal das vazões é usado para o controle. Em adição, se as diferenças entre as medições de vazão excedem algum valor razoável, o sistema inteiro será *intertravado*, até que a causa da discrepância seja encontrada.

Assim, os controles over ride e seletivo são muito usadas para manipular problemas de restrições e segurança. Os limites de alta e baixo nas saídas do controlador são também muito usadas para limitar o valor da variação permitido.

8.3. Características

O sistema de controle auto seletor, qualquer que seja o seu enfoque, sempre possui os seguintes componentes:

1. duas ou mais malhas de controle, com os transmissores de medição e os controladores.
2. um seletor de sinais, de mínimo ou de máximo. O seletor eletrônico de sinais podem receber até quatro sinais simultâneos. O seletor pneumático só pode receber dois sinais de entrada e são usados (n-1) seletores quando se utilizam n controladores pneumáticos.
3. um único elemento final de controle,
4. opcionalmente, o sistema pode ter uma estação manual de controle (HIC), para a partida suave. Há sistemas que provêm todos os controladores com a opção de seleção e atuação automático - manual e outros que possuem uma única e independente atuação manual.

8.4. Cuidado para a não Saturação

No controle auto seletor apenas um controlador atua, enquanto todos os outros estão fora do circuito. O sinal de um controlador vai até a válvula, os sinais de todos os outros acabam no seletor de sinais. Esta é a condição mais favorável para o aparecimento da saturação: a saída inoperante de um controlador automático, contendo o modo integral e em funcionamento.

Para se evitar a saturação das saídas de todos os controladores que estejam na malha e cujos sinais são inoperantes, pois apenas um sinal é selecionado os controladores do sistema, sem exceção. Essa realimentação é feita para o circuito integral de cada controlador do sistema e, portanto, todos devem ter essa possibilidade extra de realimentação externa.

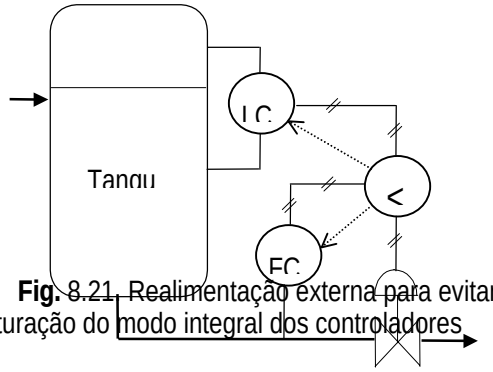


Fig. 8.21. Realimentação externa para evitar saturação do modo integral dos controladores

A realimentação da saída do seletor de sinais para todos os controladores está redundante para aquele controlador momentaneamente selecionado e atuante no processo, porém a realimentação é essencial a todos os controladores restantes, pois ela os impede de saturarem.

Quando se tem os controladores eletrônicos, basta prove-los com a opção de realimentação externa. Quando se usam controladores pneumáticos e vários seletores de sinais é possível, através de ajustes convenientes nos seletores, se conseguir um controle satisfatório do sistema. Porém, em sistemas mais difíceis é necessário se prover cada controlador pneumático com uma chave batelada, para otimizar a resposta dinâmica do processo. Mas, a aplicação das chaves só é necessária e justificável quando o processo sofre variações bruscas, se aproximando de um processo descontínuo, tipo batelada.

8.5. Aplicações

O sistema de controle unitário de seleção automática é empregado nos seguintes casos:

1. para proteção de equipamentos, quando a saída do controlador da variável que atinge valores perigosos é cortada e outro controlador assume o controle.
2. para aumentar a confiabilidade da malha de controle, quando são colocados instrumentos redundantes. É o que ocorre em

instrumentação de plantas nucleares, onde se utilizam geralmente três transmissores para cada variável crítica; um seletor de sinais escolhe o valor mais seguro, conforme uma programação pré determinada.

3. para otimizar o controle do sistema, de modo que a variável com valor mais próximo do valor crítico seja a responsável pelo controle. Tem-se vários controladores, porém, apenas o controlador da variável com o valor crítico assume o controle do sistema. O operador final do controle estará sempre numa posição segura.

Controle de Compressor

O funcionamento correto do compressor depende basicamente de três variáveis:

1. a pressão de sucção, que não pode ser muito baixa. Se a pressão de sucção for muito baixa, há problema de cavitação na bomba e o compressor pode inverter o sentido do fluxo.
2. a carga do motor, que não pode ser muito alta, sob pena de se queimar o motor.
3. a pressão de descarga, que não pode ser muito elevada. Se a pressão da descarga subir muito, a vazão após a válvula pode aumentar demais e ficar pulsante e descontínua.

O sistema de controle auto seletor para o compressor é constituído de:

1. o transmissor e o controlador de pressão de sucção, de ação direta.
2. o transmissor de temperatura (ou corrente elétrica), proporcional a carga do motor elétrico, com controlador de ação inversa.
3. o transmissor e o controlador da pressão de descarga, com ação inversa.
4. o gerador de rampa, para a partida suave do sistema. O sinal gerador manualmente deve ser da mesma natureza que os sinais de saída dos controladores.
5. o seletor de sinais, no caso seletor do sinal mínimo. Quando o equipamento é pneumático, é necessário se utilizar de vários reles, pois o relé pneumático só pode receber dois sinais simultâneos nas entradas.
6. a válvula de controle, com ação ar-para-abrir.
7. como os controladores possuem a ação integral e para impedir que os modos integrais saturem, todos os controladores devem possuir a opção extra de realimentação externa ao modo integral. O sinal da saída do relé seletor, que vai para o elemento final de controle, deve ser realimentado externamente a todos os controladores.

Fig. 09. Controle auto seletor de compressor

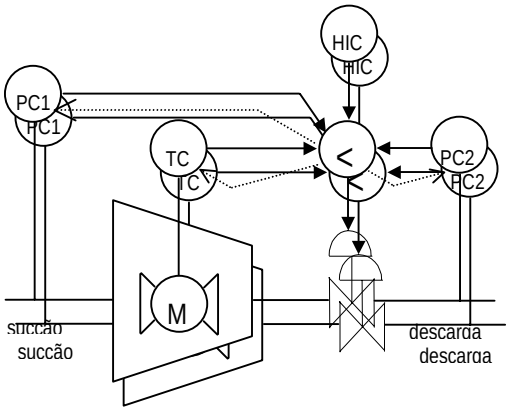


Fig. 8.22. Controle auto seletor com proteção contra saturação do modo integral dos controladores

9. Controle *Feedforward*

9.1. Introdução

Alguns assuntos da área de teoria de controle de processo são conhecidos apenas pelo ouvir dizer. As pessoas, mesmo as do ramo, sabem de sua existência, conhecem superficialmente alguns conceitos, mas não passam disso. Certamente o controle preditivo antecipatório (*feedforward*) é um desses assuntos, que o pessoal considera muito complicado e avançado para ser aplicado no controle do processo de seu interesse.

O autor traduziu livremente o termo *feedforward* como preditivo e antecipatório. Na literatura técnica esse tipo de controle é chamado indistintamente de preditivo e de antecipatório. Ambos os nomes são justificados e fazem sentido: a ação preditiva do controlador antecipa o aparecimento do erro no sistema. No presente trabalho, mesmo parecendo uma redundância, serão usados os dois nomes simultaneamente.

A maioria das estruturas de sistema de controle usa o conceito de realimentação negativa (feedback). Um erro deve ser detectada na variável controlada antes do controlador tomar uma ação corretiva para a variável manipulada. Assim, os distúrbios devem perturbar o processo antes que o controlador possa fazer algo.

Parece muito razoável que, se pudesse detectar um distúrbio entrando no processo, se começasse a corrigir o antes que ele perturbasse o processo. Esta é a idéia básica do controle preditivo antecipatório (feedforward). Se for possível medir o distúrbio e envia-se este sinal através de um algoritmo de controle preditivo antecipatório que faça correções apropriadas na variável manipulada de modo a manter a variável controlada próxima de seu ponto de ajuste.

O controle preditivo antecipatório necessita de ferramentas matemáticas especificas, para ser realizado quantitativamente.

9.2. Funções Básicas

As principais funções do controle preditivo antecipatório são:

1. detectar os distúrbios quando eles entram no processo e afetam a variável controlada
2. fazer computações matemáticas com esses dados e outros arbitrariamente estabelecidos
3. fazer compensação dinâmica do tempo de resposta, considerando as características dinâmicas do processo
4. prever o comportamento da variável controlada e estabelecer o valor e a ocasião a ser aplicada da ação de controle e
5. manipular as variáveis do processo, de modo que as variáveis controladas da saída sejam mantidas constantes e iguais aos pontos de ajuste estabelecidos.

Deve se tomar cuidado de não confundir os conceitos de ação derivativa do controlador convencional e de controle preditivo antecipatório. A ação derivativa do controlador também apressa a ação corretiva do controlador e, freqüentemente, é chamada de ação antecipatória. Porém, ela será sempre uma ação corretiva, só atuando após o aparecimento do erro. Em resumo: a ação derivativa melhora a resposta dinâmica do controlador, porém, o princípio de atuação é totalmente diferente daquele do controle preditivo antecipatório.

9.3. Partes Fundamentais

As partes fundamentais do controle antecipatório são:

1. a medição da variável de processo, através de transmissores ou diretamente do processo,
2. o mecanismo de computação matemática, que manipula o valor da medição, recebe outros dados externos ao processo, como equações termodinâmicas, tabelas de dados,
3. o controlador do processo, que gera um sinal automático,

relacionado com o valor da medição e das equações matemáticas de balanço de energia e de massa,
4. o elemento final de controle, ligado diretamente ao processo e recebendo o sinal do controlador,
5. o processo, que fecha a malha de controle.

Além das medições das variáveis na entrada do processo, há uma predição do resultado, após a computação matemática do valor medido nas equações fornecidas ao computador. Há um prognostico, como no controle de malha aberta e há uma ação corretiva, baseada na medição e no programa, como no controle de realimentação negativa.

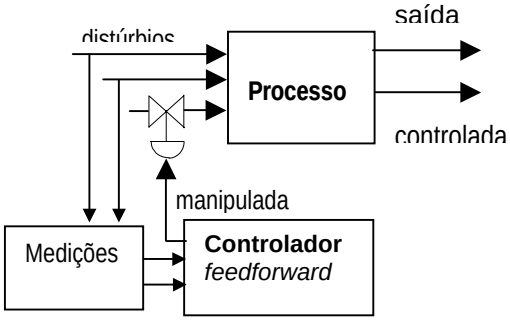


Fig. 3.18**.** Malha fechada *feedforward* (preditiva antecipatória)

9.4. Características

As principais características do controle preditivo antecipatório são:

1. a ação do controlador é preditiva, baseada em um prognostico. O controlador não espera que o desvio entre a medição e o ponto de ajuste seja detectado, através do processo, para atuar na variável manipulada. A atuação é feita no momento mais adequado, de modo que não haja aparecimento do erro. A variável manipulada é atuada antes que os distúrbios, principalmente a variação de carga do processo, afetem a variável controlada.
2. o controlador prevê quanto de ação deve ser aplicada e quando é mais conveniente. Geralmente se fala que o controlador toma uma providência imediata. Será visto mais tarde que, há aplicações, onde a ação é proposital e artificialmente adiantada ou atrasada.
3. o controlador faz medições nas variáveis de entrada e atua na variável manipulada, também na entrada do processo. Não há medição da variável controlada, pois não há realimentação. Por esse motivo, há quem diga que o controle preditivo antecipatório é de malha aberta, o que é incorreto. Mesmo não havendo realimentação, a malha de controle é fechada pelo processo.
4. o balanço entre o suprimento e a demanda é conseguido pela medição da carga da demanda real, pelo calculo da demanda potencial e pela atuação no suprimento do processo. As medições, os pontos de ajuste e os cálculos matemáticos são usados para estabelecer a ação de controle a ser aplicada antes do aparecimento do erro entre medição e ponto de ajuste.
5. o distúrbio está na entrada do processo e na entrada do controlador. O conceito envolve o fluxo de informações adiante da malha.
6. teoricamente, quando bem projetado e calculado, um controlador preditivo antecipatório pode executar um controle perfeito. Seu erro é devido aos erros das medições e dos cálculos feitos por equipamentos reais. Quanto mais difícil e complexa for a computação, maior será o erro antecipado.
7. O controlador preditivo antecipatório não exibe nenhuma tendência a oscilação.

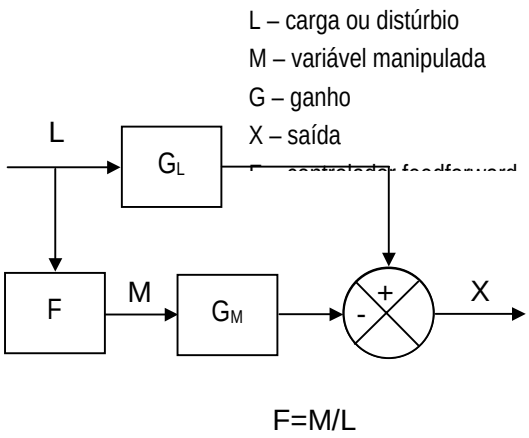


Fig. 3.19. Diagrama de blocos do sistema de controle preditivo antecipatório (feedforward)

9.5. Limitações

A primeira aplicação prática do controle preditivo antecipatório foi em 1925, no controle de nível de caldeira.

Embora o seu resultado possa ser teoricamente perfeito, o seu desenvolvimento foi lento, principalmente pelas limitações na sua aplicação prática e pelos seguintes motivos:

1. os distúrbios que não são medidos, ou porque são desconhecidos ou suas medições são impraticáveis, tornam o resultado do controle imperfeito. As alterações da variável controlada não são compensadas pelo controlador, por que não foram consideradas. Todo distúrbio que afete a variável controlada deve ser detectado e medido; quando não se pode medi-lo, não se pode usar o conceito de controle preditivo antecipatório.
2. deve se saber como os distúrbios e as variáveis manipuladas afetam a variável controlada. Deve se conhecer o modelo matemático do processo e a sua função de transferência, no mínimo, de modo aproximado. Uma das características mais atraente e fascinante do controle preditivo antecipatório é que, mesmo sendo rudimentar, aproximado, inexato e incompleto, o controlador pode ser muito eficiente na redução do desvio causado pelo distúrbio.
3. As imperfeições e erros das medições, dos desempenhos dos instrumentos e das numerosas computações provocam desvios no valor da variável controlada. Tais desvios não podem ser eliminados porque não são medidos ou conhecidos.
4. a pouca disponibilidade ou o alto custo de equipamentos comerciais pudessem resolver as equações matemáticas desenvolvidas e simulassem os sinais analógicos necessários para o controle. Porém, com o advento da eletrônica de circuitos integrados aplicada a computadores, a microprocessadores e a instrumentos analógicos, foram conseguidos instrumentos de altíssima qualidade, baixo custo, fácil operação, extrema confiabilidade e, principalmente, adequados para implementar a técnica avançada de controle preditivo antecipatório.

9.6. Comparação com o Feedback

Semelhanças

Mesmo sendo conceitualmente diferentes, a malha de controle com realimentação negativa possui algumas características comuns a malha de controle preditivo antecipatório. Assim,

1. ambas as malhas são fechadas.
2. em ambas as malhas há os componentes básicos: dispositivo de medição, controlador e válvula atuadora,
3. o controlador é essencialmente o mesmo, para ambas as malhas,
4. ambos controladores possuem o ponto de ajuste, essencial a qualquer tipo de controle.

Diferenças

Porém, as diferenças entre os sistemas com realimentação negativa e preditivo antecipatório são mais acentuadas.

No controle com realimentação negativa a variável controlada é medida, na saída do processo. O controlador atua nas variáveis manipuladas de entrada para manter a variável controlada igual ou próxima a valores desejados. Como a variável controlada depende de todas as variáveis de entrada, indiretamente através do processo e geralmente com atraso, o controle com realimentação negativa leva em consideração todas as variáveis de entrada. Porém, os atrasos na ação corretiva podem ser praticamente inaceitáveis, em alguns processos de grande capacidade e longo termo morto.

No controle preditivo antecipatório as variáveis de saída controladas não são medidas para a comparação com o valor desejado. O controlador apenas mede as variáveis de entrada detectáveis e conhecidas, recebe o valor do ponto de ajuste, recebe outras informações do processo e computando todos esses dados, prevê o valor e a ocasião adequados para a ação de controle ser aplicada na variável manipulada de entrada.

Ele é mais convencido que o controlador com realimentação negativa: não verifica se a ação de controle levou a variável controlada para o valor de referência ajustado. Há casos onde a previsão foi incorreta e consequentemente, há erro na variável controlada. Também. os efeitos das variáveis de entrada não medidas não são compensados pelo controle preditivo antecipatório.

Associação

As vantagens e desvantagens de ambos sistemas são complementares, de modo que a associação dos dois sistemas é natural. Desse modo, em sistemas de controle difícil que requerem malhas de controle complexas, é prática universal a associação dos dois conceitos de controle.

As responsabilidades de controle ficam assim distribuídas:

1. o controlador preditivo antecipatório cuida dos distúrbios e variações de carga grandes e freqüentes que afetam as variáveis controladas.
2. o controlador a realimentação negativa cuida de quaisquer outros erros que aparecem através do processo, cuida dos efeitos dos distúrbios não medidos, cuida dos erros residuais provocados pelas imprecisões dos instrumentos reais de medição, controle e computação da malha antecipatória.

Como o principal objetivo do controlador a realimentação negativa é eliminar o desvio permanente, ele deve ser, necessariamente, proporcional mais integral (PI). Como a quantidade de trabalho a ser executado por ele é diminuído pela presença do controlador preditivo, normalmente basta ser PI.

A presença do controlador preditivo antecipatório na malha de controle à realimentação negativa não provoca tendência a oscilação. Em termos de função de transferência, a presença do controlador preditivo não altera o denominador da função de transferência original.

A configuração mais utilizada na associação das duas malhas de controle é o sistema em cascata. Porém, é controvertida a opção de quem cascateia quem. Shinskey diz que é mandatório que o controlador à realimentação estabeleça o ponto de ajuste do controlador preditivo.

Porém, em todas as aplicações práticas, raramente o sinal do controlador preditivo é aplicado diretamente na válvula de controle. Nessa configuração, é o controlador preditivo que estabelece o ponto de ajuste do controlador convencional a realimentação negativa.

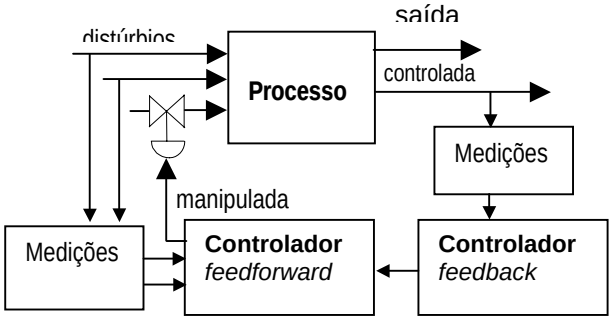


Fig. 3.20 Controle feedback cascateando o *feedforward*

9.7. Desenvolvimento do Controlador

Qualquer processo pode ser descrito em termos das relações entre as suas saídas e suas entradas. As saídas do processo são as variáveis dependentes e geralmente são as variáveis a ser controladas. As variáveis de entrada são as independentes. Embora todas as variáveis de entrada afetem as de saída, elas podem, sob o ponto de vista de controle, ser divididas em três grupos:

1. variáveis de entrada que podem ser detectada e medidas
2. variáveis de entrada desconhecidas e não possíveis de ser medidas praticamente.
3. variáveis de entrada manipuladas, para a obtenção do controle

As variáveis de entrada que chegam ao processo em pontos diferentes afetam de modo diferente as variáveis controladas.

A aplicação do sistema de controle preditivo antecipatório requer o conhecimento prévio e completo do processo a ser controlado.

Antes de se aplicar o controle preditivo antecipatório, deve ser possível desenvolver as equações termodinâmicas, geralmente de balanço de materiais e de balanço de energia, que modelam o processo. E, principalmente, deve se conhecer a integração entre ambos balanços. Aliás, o desenvolvimento do controle antecipatório foi atrasado por causa da falta de tais conhecimentos.

Assim que as equações são escritas e resolvidas para a variável controlada, devem ser especificados os equipamentos de controle, comercialmente disponíveis, que as manipulem. A falta desses equipamentos e o seu alto custo, também dificultaram a implementação do controle preditivo antecipatório. Tais equipamentos podem ser pneumáticos ou eletrônicos. Atualmente, são mais usados os instrumentos eletrônicos, principalmente os microprocessadores de processo. Computações que requerem dois ou mais instrumentos pneumáticos interligados são feitas por um único instrumentos eletrônico, com maior precisão, menor custo, maior confiabilidade e operação mais simples.

O processo opera em duas situações distintas: em regime e em transitórios entre regimes. Mesmo depois de estabilizado, o processo sofre variações transitórias quando há variação em sua carga. O controlador preditivo é modelo matemático do processo e, portanto, deve também possuir duas componentes: dinâmica e estática. Essa divisão é essencial principalmente durante a Calibração e ajuste de partida.

O controlador de regime permanente é igual ao dinâmico, quando a variável manipulada de entrada e os distúrbios de entrada estão matematicamente localizados do mesmo lado, relativamente ao lado da variável de saída controlada.

Desenvolvimento da equação do controlador

As equações termodinâmicas de balanço de energia e de materiais são usadas para se chegar ao controlador preditivo antecipatório de regime estático. As equações diferenciais, relativas aos transitórios dos processos determinam o modelo do controlador transitório. Obviamente, o controlador de regime permanente é mais fácil de ser desenvolvido e modelado que o transitório.

O procedimento a ser seguido é mais ou menos o seguinte:

1. definir todas as variáveis do processo, separando-as em distúrbios mensuráveis, variáveis

controladas e variáveis manipuladas. Também devem ser conhecidas as constantes do processo, tais como capacidades de tanque, diâmetros de tubulações, densidades de produtos, pontos de ajuste das variáveis controladas. Sempre que uma variável de processo é pouco alterada, ela deve ser considerada como constante. Os fatos de medir ou não medir um distúrbio de entrada e de considerar ou não considerar constante uma variável do processo podem tornar linear o modelo do controlador preditivo antecipatório.

2. fazer as hipóteses simplificadoras, relativas ao processo. Por exemplo, quando se tem um tanque de mistura, deve se considerar perfeita a mistura. As perdas de calor nas vizinhanças de um tocador de calor devem ser consideradas desprezíveis. O acúmulo de calor nas paredes de um reservatório é nula. As capacidades de calor independem da temperatura do processo. São essas simplificações que tornam nítidos e separados os modelos estáticos e dinâmicos do controlador.
3. escrever as equações termodinâmicas e diferenciais, na forma dimensional padrão. Rescrever as equações, atribuindo-se as entradas e saídas os sinais analógicos normalizados (valores entre 0 e 1,0).
4. resolver a equação, ou seja, encontrar o sinal de saída em termo de todos os sinais de entrada mensuráveis. Para encontrar a equação do controlador, o modelo do processo é invertido: as variáveis manipuladas são as incógnitas e as variáveis controladas e as entradas medidas do processo são as variáveis independentes da equação matemática. Na solução, as variáveis controladas devem assumir os valores dos pontos de ajuste e entrar como constantes na equação.

A equação final é a equação do controlador preditivo antecipatório e está na forma escalonada. Ela mostra como o controlador deve atuar ou modificar a variável manipulada. Em sistemas mais complexos, o metido analítico anterior também se torna muito complexo e impraticável. A solução é usar técnicas numéricas.

Componentes do controlador

A equação resultante do controlador preditivo antecipatório, conseguida a partir do modelo do processo, pode possuir mais de um termo, referentes as componentes, computação analógica e compensação dinâmica.

O controlador preditivo antecipatório possui as ações de controle convencionais: proporcional, integral e derivativa. Aliás, todo o controlador é igual ao convencional, de realimentação negativa. Ele recebe ponto de ajuste, local ou remoto, possui chave de transferência automático manual. Quando há associação dos conceitos de controle a realimentação e preditivo antecipatório, há aplicações que utilizam apenas a unidade de controle da malha com realimentação negativa. Apenas são usados os módulos de compensação dinâmica e de computação.

A computação matemática é essencial ao controle preditivo antecipatório. A unidade de computação recebe todos os sinais analógicos, provenientes das medidas dos distúrbios e cargas de entrada mensuráveis. O equipamentos pode ser pneumático ou eletrônico, embora o eletrônico moderno seja mais eficientes, barato, versátil e preciso. As operações matemáticas envolvidas são: multiplicação, divisão, extração de raiz quadrada, soma, subtração, integração e polarização.

O compensador dinâmico corrige o desbalanço do transitório do processo. Sempre é necessária a compensação dinâmica quando os elementos dinâmicos da variável manipulada e da carga são diferentes. Quando são iguais e quando a variável manipulada e a carga entram no mesmo local do processo, em relação a

variável controlada, o compensador dinâmico pode ser dispensado. Por exemplo, no controle de relação de vazões, não se usa o compensador dinâmico. O compensador dinâmico é também chamado de unidade de avanço/atraso (lead/lag) A função avanço/atraso só se processa durante os transitórios do processo, provocados pela variação de sua carga. A unidade avanço/atraso repete o sinal de entrada na sua saída quando a entrada é constante. Quando há variação na entrada, o sinal de saída é atrasado ou adiantado. Obviamente, é impossível se fazer uma compensação quando se deve criar um avanço de tempo. Na prática, isso é conseguido fazendo-se um atraso na saída do controlador.

O compensador dinâmico, desse modo, pode ser colocado antes ou depois do controlador. Quando anterior ao controlador, ele modifica o sinal da variável medida. Quando há associação das malhas de realimentação e preditiva antecipatório, deve se cuidar de sempre deixar o compensador dinâmico fora da malha de realimentação.

9.8. Aplicações

Nem todo processo requer a aplicação do controle preditivo antecipatório. Inclusive, há processos onde a implementação do controle antecipatório é impossível ou impraticável. Como a implantação de um controle antecipatório requer o uso de vários instrumentos adicionais, a sua aplicação deve se justificar economicamente.

Sob o ponto de vista de engenharia de controle de processo, é justificada a aplicação do controle preditivo antecipatório quando:

1. as variações nos distúrbios e cargas de entrada do processo levam um tempo considerável para afetar a variável controlada na saída, tornando pouco eficiente o controle convencional a realimentação negativa,
2. as variáveis de entrada que afetam significativamente a variável controlada são possíveis de ser medidas por equipamentos disponíveis comercialmente
3. o processo é bem conhecido e suas equações termodinâmicas de balanço de materiais e de energia, bem como as equações diferenciais de seus transigentes são facilmente resolvidas teoricamente,
4. as equações matemáticas finais são resolvidas por equipamentos de controle, encontráveis no mercado e a custos razoáveis.

Embora o sistema de controle antecipatório seja menos usado que o sistema convencional a realimentação negativa, sua aplicação se torna cada vez mais freqüente. São áreas de aplicação: coluna de destilação, trocador de calor, neutralização de pH, controle de caldeira, controle de mistura automática de vários componentes (blending).

A seguir serão mostrados alguns exemplos de aplicações, para fins didáticos, pois é necessário se conhecer completamente o processo a ser modelado.

Caldeira a três elementos

A Fig. 8.6 mostra um sistema de controle de alimentação de água de caldeira a três elementos padrão. O exemplo é dado para enfatizar a importância de ter conceitos claros. A porção de feedforward é destacada. Mesmo que esta porção esteja no lado da descarga da caldeira, é ainda *feedforward*, desde que este conceito trata dos distúrbios do processo onde eles ocorrem.

O objetivo desta malha feedforward é calcular a vazão de alimentação de água necessária para satisfazer a demanda, a carga (também um distúrbio). O objetivo da malha de controle de nível é ajustar o cálculo, de modo que o nível permaneça próximo do ótimo para a eficiência e da segurança da caldeira. A malha de controle de nível é uma falha de feedback cascateando a malha de controle de vazão da água de alimentação. O objetivo da malha de controle de vazão de água de alimentação é melhorar a eficiência da resposta para o ponto de

ajuste calculado e estabelecido. Ela é também feedback.

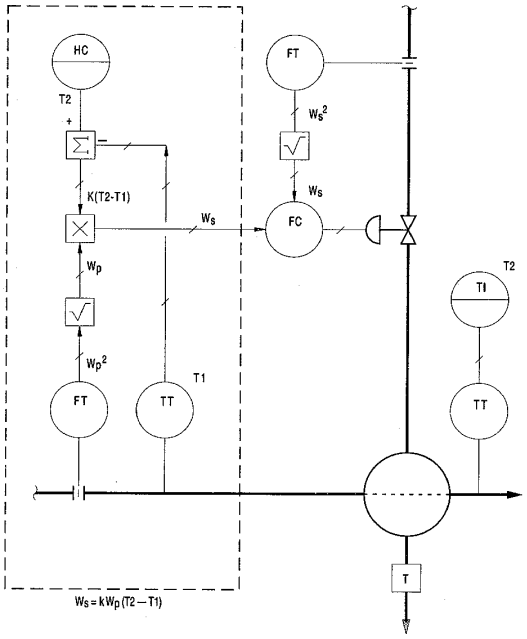


Fig. 8.6. Controle feedforward aplicado à caldeira

O estado operacional normal é automático. Porém, para entradas anormal, pode se entrar com uma entrada fixa manualmente, sob certas circunstancias. Os parâmetros operacionais são o ponto de ajuste e, algumas vezes, entradas manuais (sistema em falha).

Os valores monitorados são as entradas medidas e a saída calculada.

Coluna de destilação

Certamente, é no controle da coluna de destilação onde se aplica com maior frequência o controle preditivo antecipatório.

A destilação binária é um processo de separação, onde uma matéria prima é decomposta em dois produtos: um leve (destilado) e um pesado (produto de fundo). Na coluna de destilação um jato de vapor mais rico em um componente mais leve entra em contato contínuo com um fluxo de liquido mais rico em um componente mais pesado, de modo que o vapor fica cada vez mais rico do componente mais leve e o liquido cada vez mais pobre desse componente mais leve. O vapor é gerado no refervedor e o liquido é gerado no condensador.

Para se garantir que os produtos finais fiquem dentro da especificação de pureza desejada, são controladas as temperaturas e pressões da coluna, bem como o balanço de energia, as vazões de alimentação principal, de saída do destilado, do vapor do refervedor, do refluxo. Simplificando, são envolvidos essencialmente os balanços de energia e de materiais, propícios para a aplicação do controle preditivo antecipatório.

Há vários problemas associados com o controle da coluna de destilação: resposta lenta, por causa da grande capacidade da coluna e dos tempos envolvidos, influência de muitas variáveis, dificuldades de uso de analisadores em linha, interação entre os balanços de energia e de materiais.

As variáveis de entrada independentes e não controladas são: composição da alimentação, vazão da alimentação, entalpia da alimentação, entalpia do vapor do refervedor, temperatura do refluxo.

As variáveis manipuladas de entrada são: vazão do refluxo, do destilado, do produto de fundo, calor de entrada no refervedor, calor de saída do condensador.

As variáveis de saída, dependentes das variáveis de entrada e manipuladas, a serem controladas são as seguintes: composição do destilado, composição do produto pesado, temperatura das bandejas da coluna, nível do acumulador, nível do fundo da coluna.

Nem todas as variáveis podem ser controladas e manipuladas arbitrariamente. Mesmo assim, há dezenas de configurações práticas para o controle convencional da coluna de destilação, pela combinação das diversas variáveis controladas e manipuladas. Quando se acrescenta o controle preditivo antecipatório, o número de configurações aumenta, pois há também um grande número de variáveis de entrada, que afetam as variáveis controladas e que podem ser medidas.

O controle preditivo antecipatório mais simples, aplicado a coluna de destilação é mostrado. Consiste na colocação de

uma multiplicador e de um compensador dinâmico. O multiplicador permite que a vazão da alimentação da coluna modifique o ponto de ajuste do controlador de vazão do destilado. A vazão do destilado será ajustada de conformidade com a vazão da alimentação. A colocação do compensador dinâmico determina o timing correto da ação de controle. No caso, há um atraso no sinal de vazão da alimentação. Quando há uma variação na vazão da entrada da coluna, deverá se alterar o ponto de ajuste da vazão do destilado. Porém, a variação na entrada irá demorar para afetar a vazão do destilado e portanto, a alteração do ponto de ajuste do controlador de vazão do destilado também deverá ser retratada. O compensador dinâmico avanço/atraso cuidará desse atraso.

Outra configuração simplificada é esquematizada, mostrando como as variáveis de entrada podem ser medidas e usadas para prover o controle preditivo antecipatório. O computador analógico recebe os sinais de medição da composição do produto de alimentação, vazão da alimentação, temperatura do topo da coluna, temperatura do refluxo, executa as operações matemáticas previamente calculadas. Os controladores devem atuar nas variáveis manipuladas: vazão do refluxo e vazão do produto de fundo. A saída do controlador que atua na vazão do produto de fundo, além da componente de computação, sofre um atraso dinâmico e uma correção na realimentação do controlador convencional.

Neutralização de pH

O controle de pH é um dos mais complexos e difíceis, pois envolve funções não lineares, grande tempo morto e grande tempo característico.

A atividade do íon H+ de uma solução pode ser medida continuamente através de um eletrodo de pH. Esse eletrodo desenvolve uma milivoltagem proporcional a atividade do íon H+ na solução aquosa. A medição de pH não é linear, mas logarítmica: pH = - log10 H+. A não linearidade do pH significa que próximo da neutralidade (pH = 7), pequenas variações do reagente causam grandes variações no pH e longe do ponto de neutralização (próximo de 0 ou de 14) grandes quantidades do reagente são necessárias para provocar pequenas variações no pH.

O modelo matemático do processo é fácil de ser desenvolvido, pois é muito conhecido e estudado. A equação do controlador preditivo antecipatório dá a vazão do reagente necessária para neutralizar a mistura final, o efluente, quando a vazão e o pH do efluente variam

As variáveis medidas são: pH do efluente na entrada, pH do efluente na saída, vazão da entrada do efluente. A variável manipulada é a vazão do reagente. Freqüentemente se utilizam várias válvulas, de tamanhos diferentes, para prover maior relação entre a medição máxima e medição mínima. Nesse caso deve ser acrescentado um sistema lógico seqüencial.

São hipóteses simplificadoras: que a medição seja feita onde a reação está completa e que a mistura seja homogênea e perfeita.

Como não é admissível desvio permanente no pH do efluente final e principalmente, por causa da grande sensibilidade da curva de pH justamente na região próxima da neutralização, deve se usar um controlador a realimentação negativa convencional. O controlador convencional é não linear, com uma curva característica complementar a curva de pH: pequeno ganho próximo do ponto de ajuste e grande ganho quando o desvio aumenta. De outro modo: o controlador deve ter ganho proporcional ao erro entre medição e ponto de ajuste.

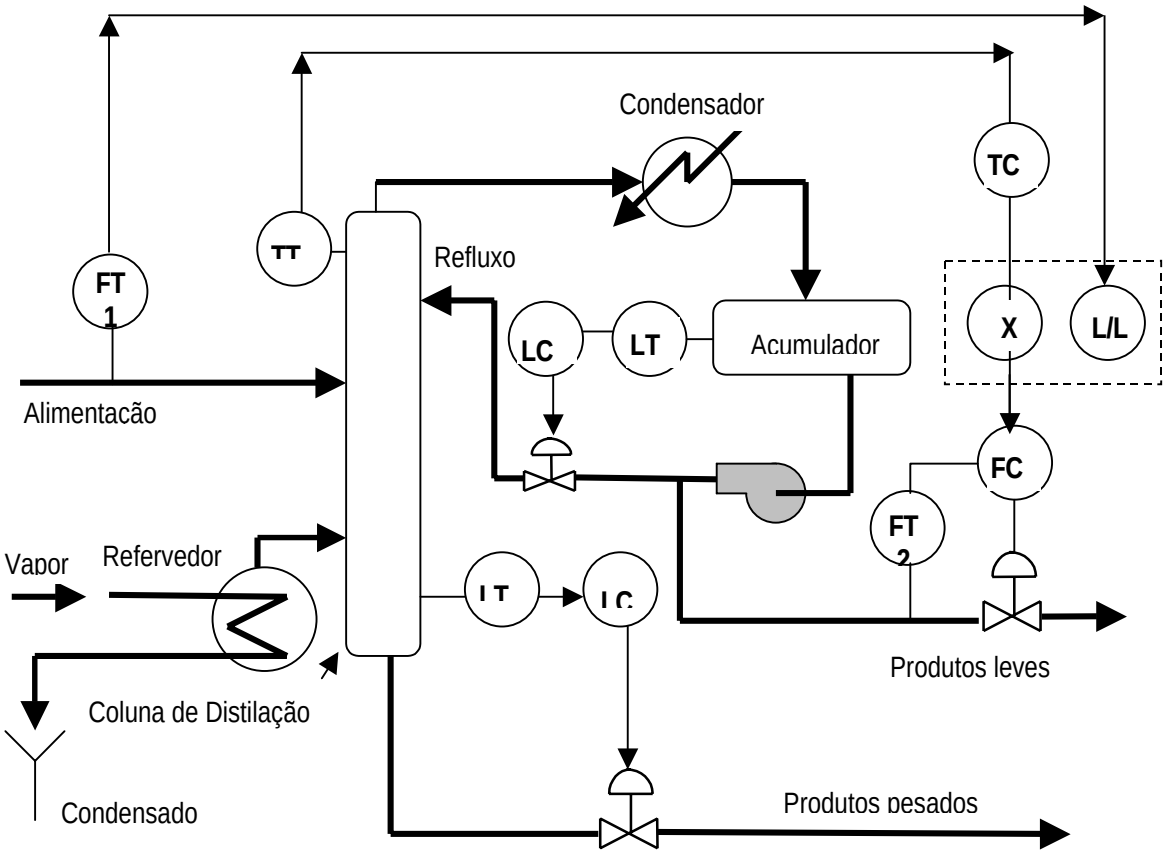


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle convencional com realimentação negativa aplicado a uma coluna de destilação

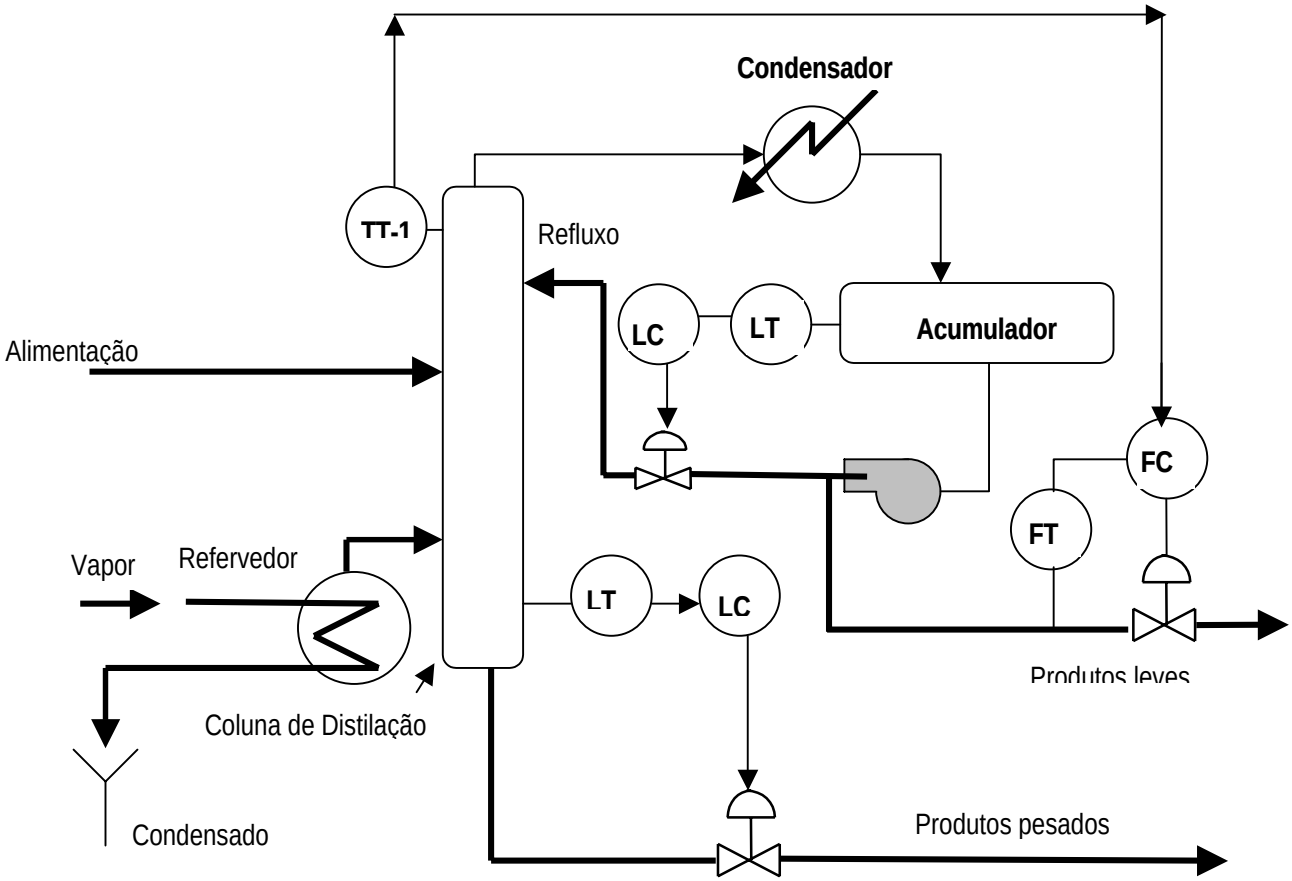


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle com realimentação negativa cascateado pelo controlador preditivo antecipatório aplicado a uma coluna de destilação

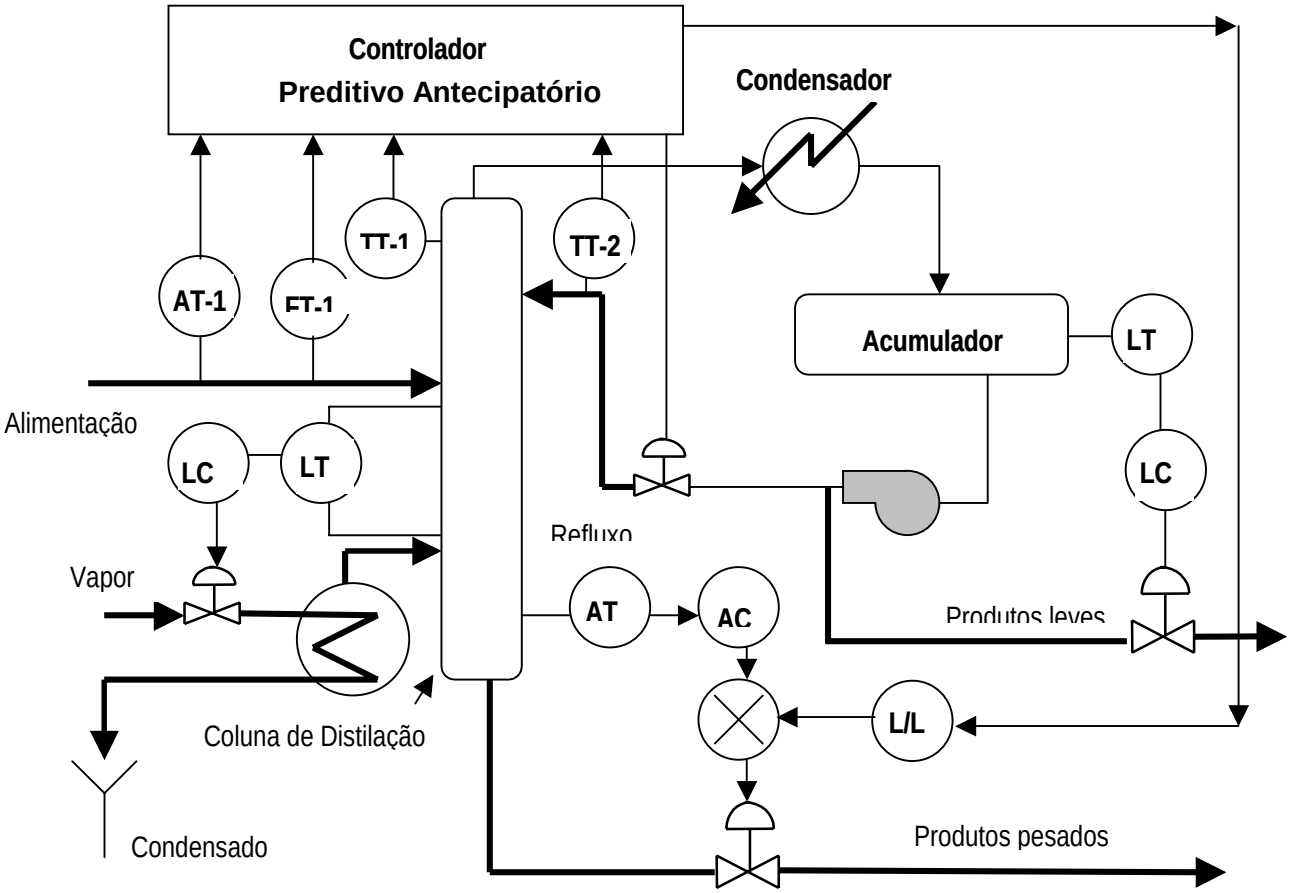


Fig. 3.1. Esquema simplificado do controle preditivo antecipatório aplicado a uma coluna de destilação, associado ao controle com realimentação negativa

O sistema de controle pode ter o controlador com realimentação negativa associados ao controlador preditivo antecipatório. A medição da vazão de entrada do efluente deve ser modificada, de modo que se tenha a mesma natureza logarítmica do pH. O instrumento a ser usado, além do eventual extrator de raiz quadrada, é o caracterizador de sinais. Quando se utiliza a Calha Parshall essa modificação pode ser dispensada.

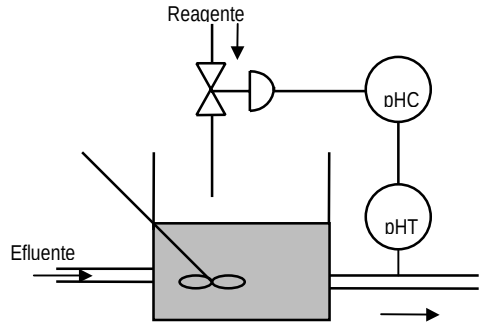


Fig. 3.1. Controle de pH convencional, com realimentação negativa

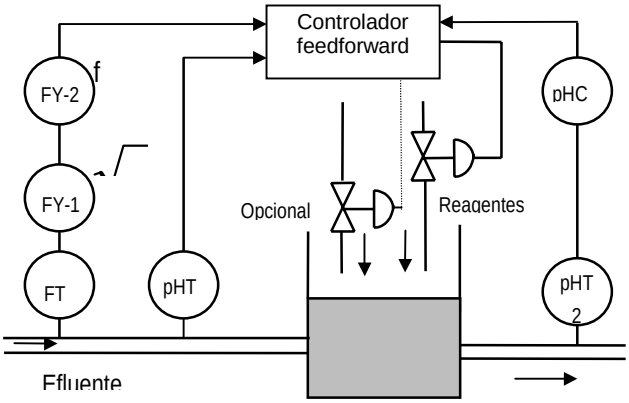


Fig. 3.1. Controle de pH preditivo antecipatório

Os sistemas de controle avançado se aplicam a processos determinados e seu objetivo é o de obter o melhor controle do processo. As vantagens que apresentam a aplicação dos sistemas de controle avançado são a economia de energia conseguido na operação da planta, o aumento da capacidade de fabricação, a diminuição do custo de operação e a diminuição da percentagem de recuperação dos produtos que saem fora de especificação durante o processo de fabricação.

Os rendimentos típicos que oferecem os sistemas de controle avançado são:

1. economia de energia com 5% de aumento na produção,
2. capacidade de fabricação da planta aumenta de 3% a 5%,
3. custo de operação da planta se vê reduzido de 3% a 5%,
4. recuperação dos produtos melhora de 3% a 5%,
5. retorno da inversão de produz em um tempo de 1 a 5 anos,
6. rendimento global é de 5% a 35%.

As aplicações dos sistemas de controle avançado aumentam dia a dia e se aplicam a processos tais como fabricação de amônia, processos batelada, fornos, caldeiras de vapor, plantas petroquímicas, sistemas de economia de energia, reatores químicos, plantas de gás natural, compressores, serviços gerais, controle estatístico de processo.

9.9. Conclusão

A adição de uma malha de controle preditivo típica envolve vários instrumentos, de medição, controle, computação analógica e de compensação dinâmica. O retorno econômico do acréscimo da malha de controle preditivo deve ser quantificado, mesmo que as variáveis econômicas de custo, retorno e economia não sejam diretamente medidas. Devem ser considerados os fatores relacionados com a economia dos tanques de armazenagem (controle de neutralização de pH e de mistura automática), produtos com a especificação de pureza desejada e com pouco refugo (coluna de destilação e fracionador), economia de energia (trocador de calor e torre de resfriamento).

Sob o ponto de vista técnico, as principais áreas de aplicação do controle preditivo antecipatório, que produzem resultados difíceis de serem conseguidos através de outra técnica são:

1. os processos complexos, com grandes períodos de oscilação natural e submetidos a distúrbios e variações de carga grandes e freqüentes, incontroláveis pelo sistema convencional de realimentação negativa.
2. os processos onde as variáveis a serem controladas não são possíveis de medição precisa, confiável ou rápido. Mesmo que seja usada uma outra variável secundaria, inferida da principal, o controle convencional a realimentação negativa é insuficiente para prover um produto dentro das especificações desejadas.

Como conclusão, o controle de malha aberta é raramente empregado em processos industriais contínuos.

O controle preditivo antecipatório é uma técnica alternativa, e adicional para o controle de processos complexos e difíceis. Geralmente ele é associado ao controle com realimentação negativa, quando são combinadas as duas técnicas.

O controle com realimentação negativa ainda é empregado na maioria das malhas de controle do processo industrial.

10. Controle de Relação (Ratio)

10. 1. Conceitos

O controle de relação é também chamado de razão, fração ou proporção. O controlador de fração de vazões ou de relação de vazões é simbolizado com o tag FFC ou FrC.

O controle relação é freqüentemente parte de uma estrutura de controle feedforward; há quem considere o controle de relação como um sistema de controle elementar de feedforward. O controle de relação é um sistema unitário de controle, com a função de manter uma proporção fixa e determinada entre duas variáveis, normalmente duas vazões. Exemplos comuns industriais incluem:

1. manter uma relação de refluxo constante em um coluna de destilação,
2. manter quantidades estequiométricas de dois reagentes sendo alimentados em um reator,
3. purgar fora uma percentagem fixa de um jato de alimentação de uma unidade,
4. misturar dois produtos, como gasolina e álcool numa relação constante.
5. Um sistema é considerado de controle de relação quando:
6. as duas variáveis X e Y são medidas
7. apenas uma das duas variáveis é manipulada, por exemplo X,
8. a variável realmente controlada é a relação K entre as duas variáveis X e Y.

O controle de relação (geralmente de vazões) é aplicado para regular misturas ou quantidades estequiométricas em proporções fixas e definidas.

O objetivo do controle de relação é ter uma relação controlada fixa entre as quantidades de duas substâncias, como

$$\frac{A}{B} = r$$

Assim, é possível se ter A = r B ou então $B = \frac{1}{r} A$

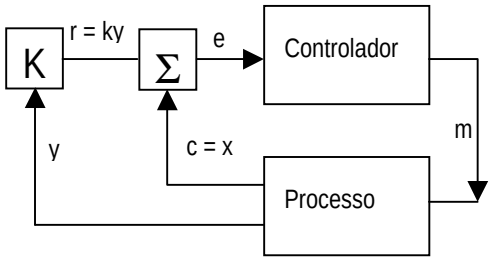


Fig. 8.23. Diagrama de blocos do controle de relação

Blending é uma forma comum de controle de relação envolvendo a mistura de vários produtos, todos em proporções definidas. A Fig. 8.9 mostra o diagrama de blocos do conceito de controle de relação. A álgebra é feita fora do controlador para evitar problemas de ganho e, como conseqüência, de estabilidade.

No controle de relação de duas vazões, uma vazão necessariamente deve variar livremente e a outra é manipulada. Quando se tem o controle de relação de várias (n) vazões, uma delas deve ser livre e as (n-1) são manipuladas. Enfim, sempre deve haver um grau de liberdade, no mínimo.

Os estados operacionais dependem da aplicação. Quando se tem várias malhas, é possível tirar algumas do modo relação e operá-las independentemente. É possível também se manter a relação, mesmo com a malha em manual. Os parâmetros operacionais dependem da aplicação.

Os valores monitorados são o ponto de ajuste (relação) e os valores medidos das duas vazões.

10.2. Características

A maioria das aplicações se refere ao sistema de relação de vazões ou de quantidades. O sistema pode envolver mais de duas substâncias.

Para se evitar os problemas de não-linearidade e as variações do ganho, o calculo da relação deve estar fora da malha de controle. O ponto de ajuste passa a ser a relação desejada

$$r = KY$$

se X for a variável controlada. Ou então,

$$r = Y/K$$

se Y for a variável controlada.

Tipicamente, o ganho ou a relação de uma estação de relação é ajustado entre 0,3 a 3,0. A soma das relações deve ser sempre constante, de modo que quando um componente aumenta o outro deve diminuir correspondentemente. A soma das relações é sempre igual a 100%, ou na forma normalizada, igual a 1,0. Quando as medições das vazões são feitas através das placas de orifício, a relação entre a pressão diferencial e a vazão é não-linear, o ganho da estação de relação é o quadrado do ajuste de relação. Portanto, o ajuste de relação é a raiz quadrada do ganho e, portanto, variável entre 0,6 a 1,7.

O controle de relação é conseguido por dois esquemas alternativos, com um divisor ou com um multiplicador. No esquema com o divisor, as duas vazões são medidas e sua relação é computada por um divisor. A saída do divisor entra em um controlador PI convencional como um sinal de medição do processo. O ponto de ajuste do controlador de relação é a relação desejada. A saída do controlador vai para a válvula na variável manipulada que altera uma vazão, mantendo constante a relação das duas vazões. Este sinal computado pode também ser usado para acionar um alarme ou um interlock.

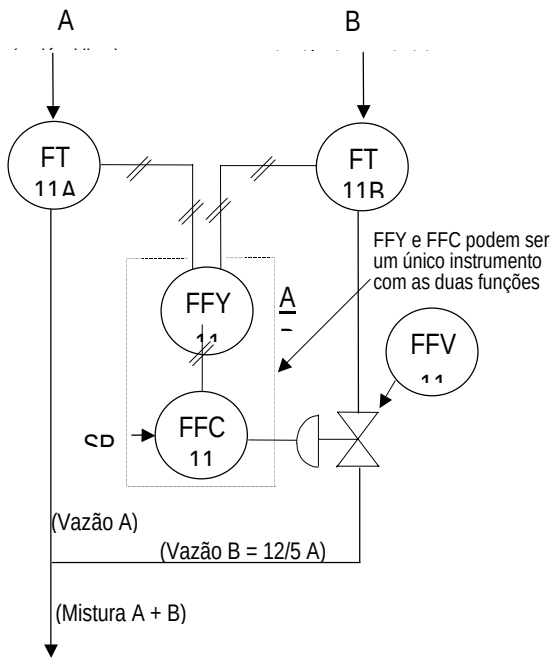


Fig. 8.26**.** Controle de Relação de Vazões

No esquema com o multiplicador, a vazão livre é medida e este sinal é multiplicado por uma constante, que é a relação desejada. A saída do multiplicador é o ponto de ajuste de um controlador com ponto de ajuste remoto. A faixa típica do multiplicador é de 0 a 2,0.

O controle de relação deve ter todos os componentes da malha montados próximos um do outro e os tempos de respostas devem ser os menores possíveis. Uma variação na variável não controlada deve ser detectada imediatamente pela controlada.

O controle de relação pode ser considerado como um caso simplificado de controle preditivo antecipatório. As medições são feitas na entrada do sistema e as variações da vazão não-controlada causam a mudança da variável controlada. A vazão misturada (variável controlada) não é medida.

A vazão não-controlada para o controle de relação pode ser controlada independentemente ou manipulada por outro controlador, que responda a outras variáveis.

Ambas as vazões devem estar nas mesmas unidades.

Ambos os sinais devem ser da mesma natureza (pneumático ou eletrônico), da mesma relação matemática (linear ou raiz quadrada) e os transmissores devem possuir a mesma rangeabilidade.

Há diferentes tipos de controle, quanto as parcelas com relação controlada. Assim, pode se ter:

1. relação fixa de duas partes, sendo ambas as variáveis de vazão medidas e somente uma vazão é controlada. A variável secundaria é controlada numa proporção direta com uma variável primaria não controlada. Como extensão, podem ser misturados até n componentes, sendo necessárias (n-1) estações de relação de vazões.
2. relação fixa entre uma parte e o total. Mede se e controla se a parte e a soma das partes é medida e não controlada. Essa aplicação ocorre quando a medição da variável não controlada é impossível, inacessível, de alta viscosidade, corrosiva.
3. relação fixa de duas quantidades de vazão. Em vez de se ter a relação de duas vazões, tem-se relação de duas totalizações de vazões. A quantidade da variável secundaria é controlada numa direta com a quantidade de uma variável primaria não controlada. Geralmente se aplica quando se requer alta precisão e se utilizam turbinas, que são apropriadas para a totalização e são muito precisas.
4. relação entre duas ou mais variáveis, não necessariamente vazões. São usados computadores analógicos para executar as operações matemáticas envolvidas.

10.3. Aplicações

Controle de relação com o divisor

As duas vazões são medidas e sua relação é computada pelo divisor. Esta relação computada entra no controlador convencional PI como o sinal de medição do processo. O ponto de ajuste é a relação desejada. A saída do controlador faz a vazão controlada seguir uma relação fixa com a outra vazão não controlada. Este sistema 'e usado quando se quer saber continuamente a relação entre as vazões. O sinal da relação pode ser usado para alarme, override ou intertravamento.

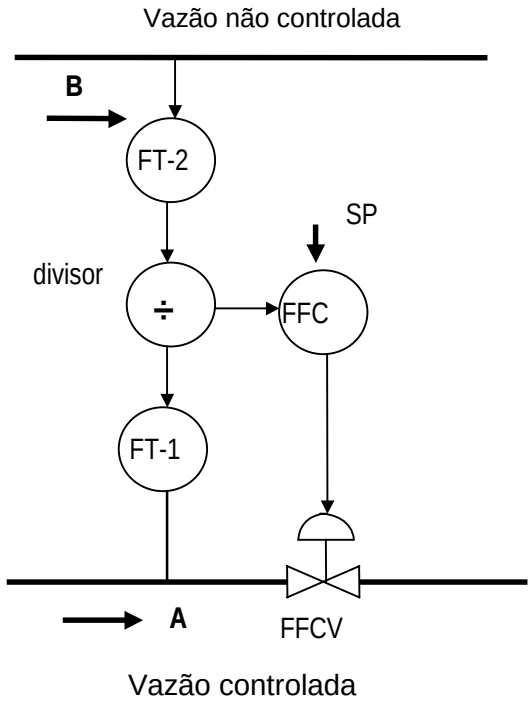


Fig. 8.27. Controle de relação com divisor

Controle de relação com o multiplicador

A vazão não controlada é medida e passa por um multiplicador, cuja constante é a relação das vazões desejada. A saída do multiplicador é o ponto de ajuste remoto do controlador de vazão. A saída do controlador manipula a vazão controlada.

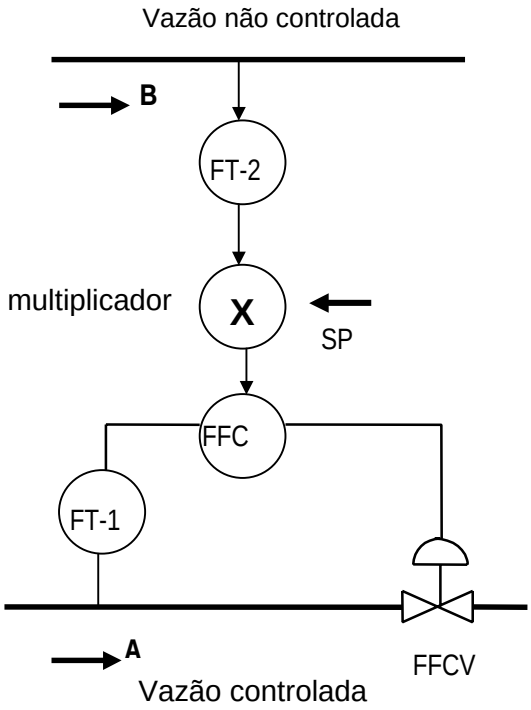
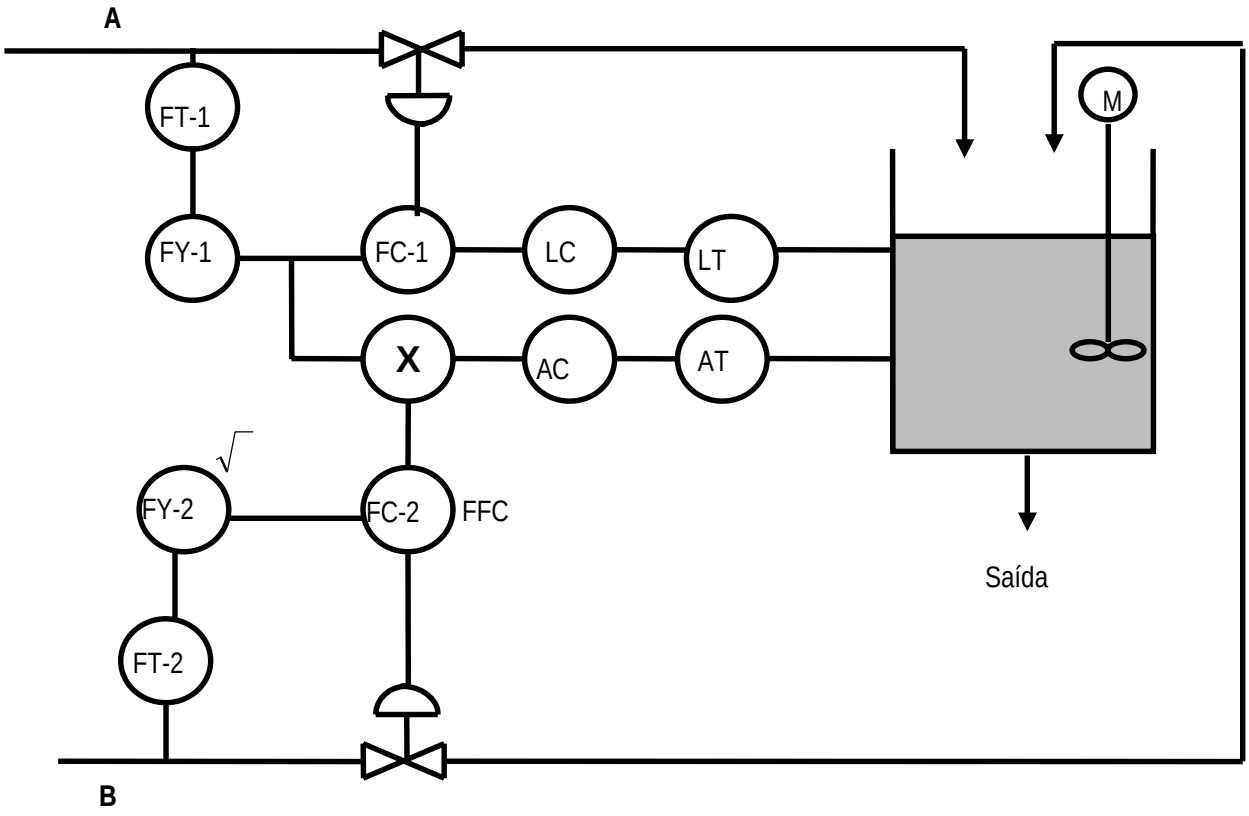


Fig. 8.28**.** Controle de relação com multiplicador

Controle de relação e cascata

Sejam as duas vazões dos componentes A e B, alimentando o tanque. O nível do liquido é afetado pela vazão total, por isso o controlador de nível cascatea o controlador da vazão A, ou seja, o ponto de ajuste do controlador da vazão A é estabelecido pela saída do controlador de nível do tanque. A vazão A, por sua vez, está relacionada fixamente com a vazão B, através do controlador de relação de vazão. A composição do liquido do tanque depende exclusivamente da relação das vazões A e B. O controlador de analise de composição estabelece o fator de relação do multiplicador.

O controlador de relação atua na vazão B. Para se evitar altos ganhos em baixas vazões por causa das placas de orifício, usam-se extratores de raiz quadrada. Para diminuir o efeito do controlador de composição no nível do líquido, a vazão B deve ser a menor das duas vazões.



11. Conceitos de Projeto do Controle

Após ter aprendido um pouco acerca do equipamento e de várias estratégias usadas em controle, é possível agora falar acerca de alguns conceitos básicos de projeto do sistema de controle. Neste ponto, a discussão será totalmente qualitativa, fornecendo uma visão ampla de como encontrar uma estrutura de controle efetivo e projetar um processo facilmente controlado.

Deve-se feita a consideração da dinâmica no projeto de uma planta, nos primeiros estágios, preferivelmente durante a operação e projeto da planta piloto. Por exemplo, é importante ter pausa em vasos de surge, linhas de refluxo, bases de coluna, para fornecer um amortecimento efetivo dos distúrbios (p. ex., de 5 a 10 minutos). Um excesso suficiente de transferência de calor deve ser disponível em reboilers, condensadores, jaquetas de resfriamento, para ser capaz de manipular as variações dinâmicas e distúrbios durante operação. Os sensores e as medições devem ser localizadas, de modo que possam ser usadas para controle efetivo.

11.1. Critérios Gerais

Alguns critérios recomendados são discutidos abaixo, juntos com alguns exemplos de suas aplicações.

1. Manter o sistema de controle tão simples quanto possível. Todo mundo envolvido no processo, do operador até o gerente da planta, deve ser capaz de entender o sistema. Use o menor número possível de instrumentos de controle. Cada equipamento adicional que é incluído no sistema é um item a mais que pode falhar ou se desviar. O vendedor nunca irá dizer isso a ninguém, é claro.
2. Usar o controle feedforward para compensar distúrbios da medição grandes, freqüentes e mensuráveis.
3. Usar o controle override para operar em ou para evitar limites.
4. Evitar atrasos e tempos mortos em malhas de realimentação negativa. O controle é melhorado mantendo os atrasos e tempos mortos dentro da malha tão pequenos quanto possíveis. Isto significa que os sensores devem ser localizados próximos dos pontos onde a variável manipulada entra no processo.
5. Usar controlador de nível apenas com a ação proporcional em tanques de surge e bases de coluna para amortecer os distúrbios.
6. Eliminar os pequenos distúrbios, usando sistemas de controle cascata, onde possível.
7. Evitar interação de malha de controle, se possível, mas se não for possível, garanta que os controladores sejam sintonizados para fazer todo o sistema estável.
8. Verificar o sistema de controle com relação a problemas dinâmicos potenciais durante as condições anormais de operação ou nas condições de operação que não sejam iguais às de projeto. A habilidade do sistema de controle trabalhar bem sobre uma grande faixa de condições é chamada de flexibilidade. Partidas e paradas também devem ser estudas. A operação em pontos de baixa produção ou no início da faixa pode também ser um problema. Os ganhos do processo e constantes de tempo podem variar drasticamente em baixas vazões e a re-sintonia do controlador pode ser necessária. A instalação de válvulas iguais de controle (uma grande, outra pequena) pode ser necessária.
9. Evitar a saturação da variável manipulada. Um bom exemplo de saturação é o controle de nível de um linha de refluxo em uma coluna de destilação que tem uma relação de refluxo muito alta.
10. Evitar associar malhas de controle. As malhas de controle devem ser agrupadas somente se a operação da malha externa depender da operação da malha interna.

11.2. Controle Global da Planta

A discussão até agora só tratou de um único controlador a realimentação negativa e estabeleceu uma estratégia de controle para uma operação unitária: um reator, uma coluna, uma torre de resfriamento, um trocador de calor, uma caldeira, um compressor. O próximo nível de complexidade é olhar uma planta inteira operando, que é constituída de muitas operações unitárias ligadas em série e paralelo, com material e energia de reciclo entre as várias partes da planta. Isto é um dos trabalhos mais difíceis do controle de processo.

Buckley foi um dos pioneiros neste aspecto de controle. Sua metodologia de projeto da planta global consiste dos seguintes passos:

1. Fazer o esquema lógico do controle para manipular todas as malhas de níveis e pressão de líquidos, em toda a planta, de modo que as vazões de uma unidade para a próxima sejam tão suáveis quanto possível. Buckley chamou estas malhas de balanço de material. Se a vazão de alimentação é estabelecida na frente do processo, as malhas de balanço de material devem ser colocadas na direção da vazão, i.e., a vazão de saída de cada unidade é estabelecida por um nível ou pressão de liquido na unidade. Se a vazão de saída do produto da planta é estabelecida, as malhas de balanço de material deve ser na direção oposta da vazão, i.e., a vazão em cada unidade é estabelecida por um nível ou pressão de liquido na unidade.
2. Depois projetar as malhas de controle de composição para cada operação unitária. Buckley chamou estas malhas de qualidade do produto. Determine as constantes de tempo de malha fechada destas malhas de qualidade do produto.
3. Dimensionar os volumes de pausa, de modo que as constantes de tempo de malha fechada das malhas de balanço de material sejam um fator de 10 maiores que as constantes de tempo das malhas de qualidade de produto. Isto quebra a interação entre os dois tipos de malhas.

11.3. Otimização de controle

Genericamente, otimização é a estratégia que dá o melhor resultado obtível sob um determinado conjunto de condições. Matematicamente, otimização é a tarefa de achar um grande pico em um espaço multidimensional. Para o engenheiro prático, otimização sugere um exercício altamente teórico, que não é muito relevante no mundo real, onde tubulações vazam, sensores se entopem e bombas cavitam. Otimização é a integração do *know-how* do controle de processo para maximizar a produtividade industrial.

É desejável controlar o que uma planta produz. Plantas não produzem vazão, pressão, temperatura, nível e análise, portanto, estas variáveis são apenas limites ou restrições. As variáveis controladas podem ser relacionar com a produtividade ou eficiência da planta. A otimização causa o fim da era das malha de controle isoladas e o início do controle de envelope multivariável. O envelope é um polígono, com os lados representando vazão, pressão, temperatura, nível, análise e outras variáveis de processo. Dentro deste envelope está o processo que é continuamente movido para a máxima eficiência.

A otimização multivariável é o enfoque do senso comum ou a técnica de controle aplicada pela natureza e freqüentemente é também o método de controle mais simples e mais elegante.

Só se aplica otimização a um processo que já opere. Otimizar um controle é aumentar o modelo do processo, adicionando o custo, com ponto de ajuste zero.

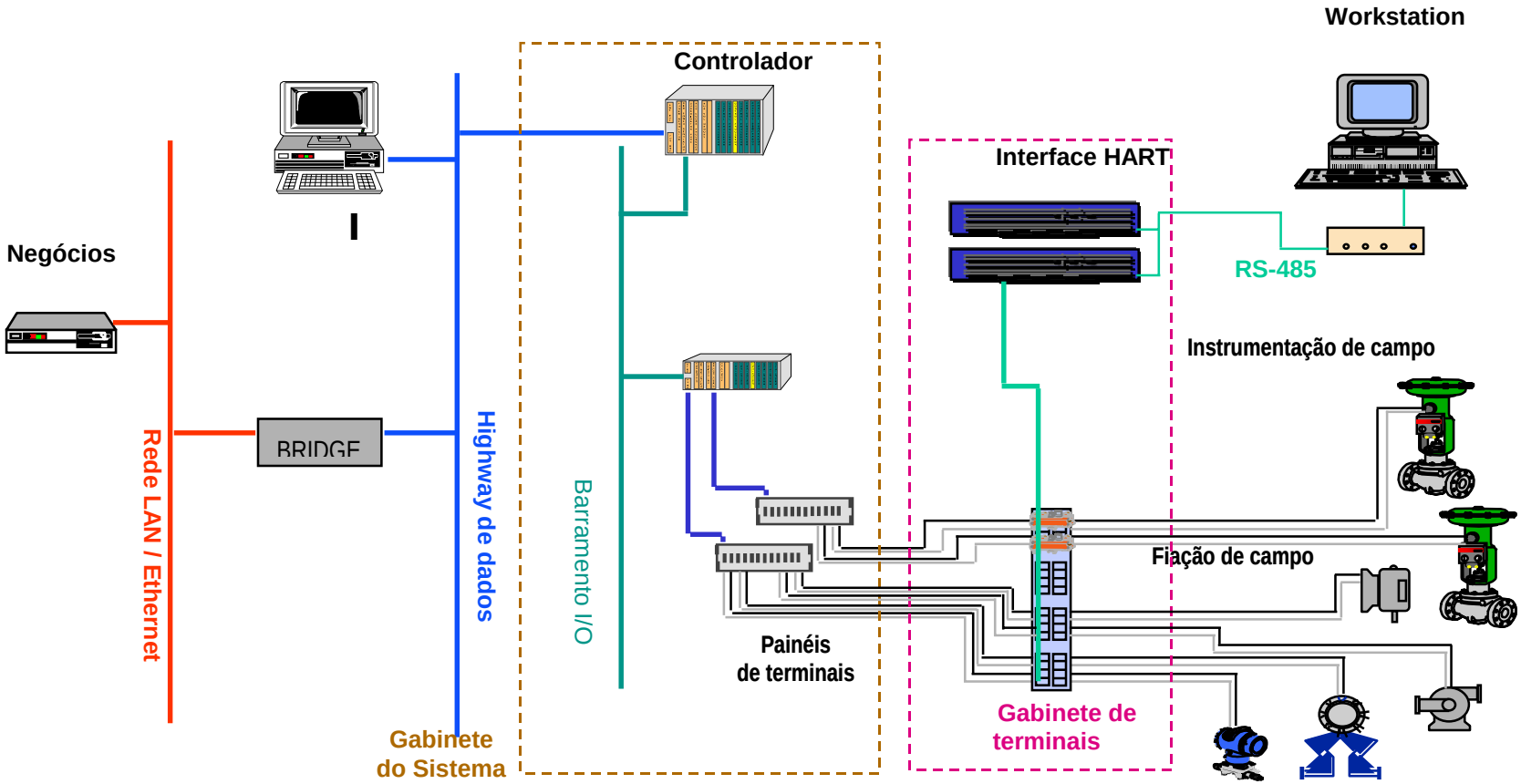


Fig. 8. 11. Vista de uma planta instrumentada globalmente

9

Controle Lógico

Objetivos

1. *Definir a natureza de sistema de controle de processo com variáveis discretas.*
2. *Explicar como um processo com estados discretos pode ser descrito em termos de objetivos e equipamento do processo.*
3. *Construir uma tabela de símbolos de diagrama ladder com uma explicação da função de cada símbolo.*
4. *Desenvolver um diagrama ladder da descrição narrativa de uma seqüência de eventos de um sistema de controle com estado discreto.*
5. *Descrever a natureza de um controlador lógico programável e como ele é usado em controle de processo de estado discreto.*
6. *Desenvolver um programa para um CLP de um diagrama ladder de uma aplicação de controle de processo de estado discreto.*

1. Introdução

A maioria das instalações de controle de processo industrial envolve mais do que simplesmente regular uma variável controlada. A exigência da regulação significa que alguma variável tende a variar de modo contínuo por causa de influências externas. Mas há muitos processos na indústria em que não é uma variável que deve ser controlada mas uma seqüência de eventos.

Esta seqüência de eventos tipicamente leva à produção de algum produto de um conjunto de matérias primas. Por exemplo, o processo para fazer torradeiras entra com vários metais e plásticos e sai com as torradeiras. O termo estado discreto expressa que cada evento na seqüência pode ser descrito pela especificação da condição de todas unidades de operação do processo. Tais descrições das condições são apresentadas com expressões tais como: válvula A está aberta, válvula B está fechada, esteira C está ligada, chave limite S_1 está ligada e assim por diante. Um conjunto particular de condições é descrito como um estado discreto de todo sistema.

Neste capítulo, será examinada a natureza do controle do processo com estado discreto. Além da natureza deste controle, uma técnica especial para projetar e descrever a seqüência dos eventos de processo, chamada de diagrama ladder será apresentada. O diagrama ladder apareceu do antigo uso de relés eletromecânicos para controlar a seqüência de eventos em tais processos. Sistemas de controle com relés atualmente são realizados com métodos baseados em computador, o mais comuns deles é o controlador lógico programável (CLP). As características e programação de CLP também serão estudadas nestes trabalho.

2. Processo com estado discreto

A Fig. 1 é uma representação simbólica de processo de manufatura e o controlador para o processo. Todas as medições das variáveis de entrada (S_1, S_2, S_3) e das variáveis de saída (C_1, C_1, C_1) do processo são feitas e podem assumir apenas dois valores. Por exemplos, válvulas estão abertas ou fechadas, motores estão ligados ou desligados, temperaturas estão altas ou baixas, chaves limites estão fechadas ou abertas e assim por diante.

O estado discreto do processo, em qualquer momento, é o conjunto de todas os valores de entrada e de saída. Cada estado é discreto, no sentido que há somente um número discreto de estados possíveis. Se houvesses três variáveis de entrada e três variáveis de saída, então um estado consiste da especificação de todos os seis valores. Como cada variável pode assumir dois valores, há um total de 64 estados possíveis. (2^6).

Um evento no sistema é definido por um estado particular do sistema, ou seja, valor atribuído particular de todos os valores das variáveis de entrada e de saída. Um evento dura enquanto as variáveis de entrada permanecem no mesmo estado e as variáveis de saída são deixados nos estados atribuídos. Para um simples forno, pode-se ter a temperatura baixa e o aquecedor ligado. Este estado é um evento que dura até que a temperatura suba e fique alta.

Com estas definições em mente, o controle do processo com estado discreto é uma seqüência particular de eventos através da qual o processo atinge algum objetivo. Para um simples aquecedor uma seqüência poderia ser:

1. temperatura baixa, aquecedor desligado
2. temperatura baixa, aquecedor ligado
3. temperatura alta, aquecedor ligado
4. temperatura alta, aquecedor desligado

O objetivo do controlador da Fig. 1 é dirigir o sistema de estado discreto através de uma seqüência específica de eventos. Será visto agora como a seqüência de eventos é especificada e descrita e como um controlador pode ser desenvolvido para direcionar a seqüência de eventos.

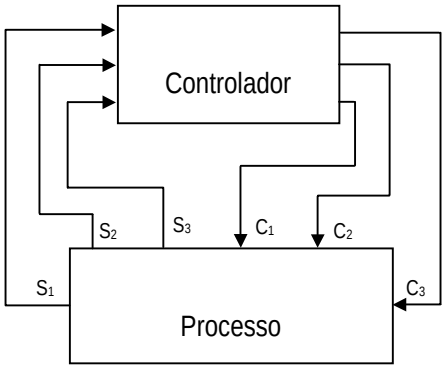


Fig. 1. Processo de estado discreto e controlador

3. Características do sistema

O objetivo de um sistema de controle de processo industrial é fabricar algum produto de matérias primas de entrada. Tal processo tipicamente envolve muitas operações ou etapas. Algumas destas etapas devem ocorrer em série e algumas podem ocorrer em paralelo. Alguns destes eventos podem envolver o ajuste discreto dos estados na planta, ou seja, válvulas abertas ou fechadas, motores ligados ou desligados, contatos fechados ou abertos. Outros eventos podem envolver regulação de alguma variável contínua no tempo ou a duração de um evento. Por exemplo, pode ser necessário manter a temperatura em algum valor ajustado durante determinado intervalo de tempo. O sistema de controle de processo a estado discreto é o sistema de controle principal para a operação da planta inteira.

Exemplo: Controle da Geladeira-freezer

Problema

Usar as definições para construir uma descrição da geladeira/freezer mostrado na Fig. 2. como um processo com um sistema de controle a estado discreto. Definir as variáveis de entrada, variáveis de saída e seqüência de eventos série ou paralelo.

Solução

Variáveis de entrada discretas:

1. porta fechada ou aberta
2. temperatura da geladeira alta ou baixa
3. temperatura do freezer alta ou baixa
4. tempo do temporizador de eliminação de gelo dentro ou fora
5. chave de potência ligada ou desligada
6. detector de gelo ligado ou desligado.

Variáveis de saída discretas:

1. luz ligada ou desliga
2. compressor ligado ou desligado
3. temporizador eliminador de gelo iniciado ou não iniciado
4. aquecedor ou ventilador do eliminador de gelo ligado ou desligado
5. damper da geladeira aberto ou fechado.

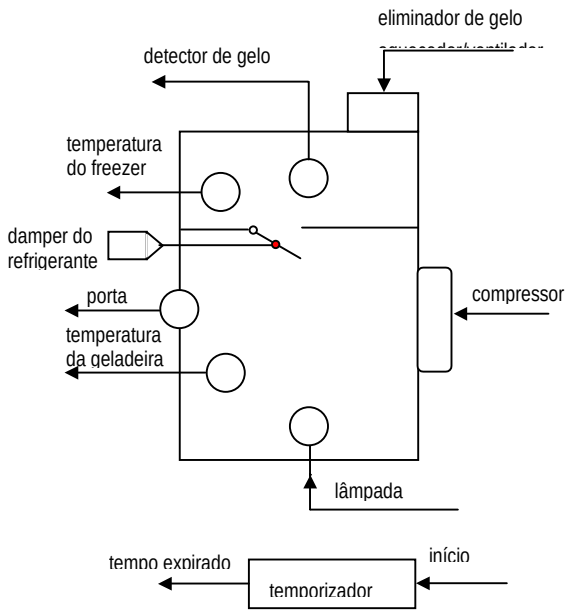


Fig. 2. Sistema de controle geladeira - freezer

Há um total de 11 variáveis de dois estados. Em princípio, há $2^{11} = 2048$ possíveis eventos ou estados. Obviamente, apenas alguns destes são necessários, A seqüência de eventos é a seguinte:

1. Se a porta estiver aberta, a luz deve acender.
2. Se a temperatura da geladeira estiver alta e o eliminador de gelo estiver desligado, o compressor é ligado e o *damper* é aberto até que a temperatura da geladeira caia.
3. Se a temperatura do congelador estiver alta e o eliminador de gelo estiver desligado, o compressor é ligado até que a temperatura caia.
4. Se o detector de gelo estiver ligado, o temporizador é iniciado, o compressor é desligado e o aquecedor/ventilador de eliminador fica ligado durante um intervalo de tempo, até que o tempo seja expirado.

O evento (1) pode ocorrer em paralelo com qualquer outro. Os eventos (2) e (3) podem ocorrer em paralelo. Os eventos (4) pode ocorrer somente em série com (2) ou (3).

3.1. Variáveis de estado discreto

É importante ser capaz de distinguir entre a natureza de variáveis em um sistema de estado discreto e as variáveis em sistemas de controle contínuo.

Controle contínuo

Seja o nível de líquido em um tanque, como na Fig. 3. O tanque possui uma válvula que controla a vazão de entrada no tanque e a vazão de sua saída é livre. Há um sensor para detectar o nível do tanque, ligado a um controlador, cujo objetivo é o de manter o nível constante e igual a um valor pré ajustado (ponto de ajuste).

O controlador opera de acordo com algum modo de controle para manter o nível constante, mesmo havendo variações induzidas de influencias externas. Assim, se a vazão de saída aumenta, o sistema de controle irá aumentar a vazão de entrada para compensar o aumento da saída. O nível é assim **regulado**. Este é um sistema de controle contínuo porque tanto o nível como a abertura da válvula podem variar sobre uma faixa contínua.

Mesmo se o controlador estiver operando de modo liga – desliga, há ainda uma regulação da variável, embora o nível oscile agora quando a válvula de entrada é aberta ou fechada para compensar a variação da vazão da saída.

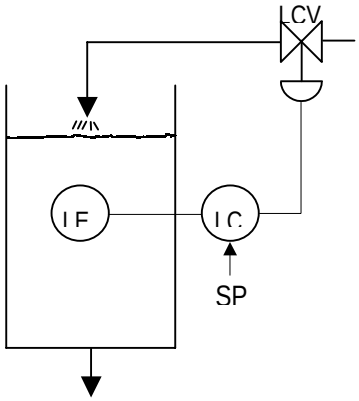


Fig. 3. Controle contínuo de nível

Controle de estado discreto

Seja agora o problema anterior revisado. Tem-se a mesma situação da Fig. 4, porém os objetivos são diferentes e as variáveis, nível e ajuste, são discretos porque agora eles podem assumir somente dois valores. Isto significa que a válvula pode somente estar aberta ou fechada e o nível está acima ou abaixo do ponto de ajuste.

Agora o objetivo é encher o tanque até um certo nível sem vazão de saída. Para fazer isto, especifica-se uma seqüência de evento:

1. Fechar a válvula de saída
2. Abrir a válvula de entrada e deixar o tanque encher até o nível desejado, como indicado por uma chave.
3. Fechar a válvula de entrada, quando o nível atingir o valor desejado.

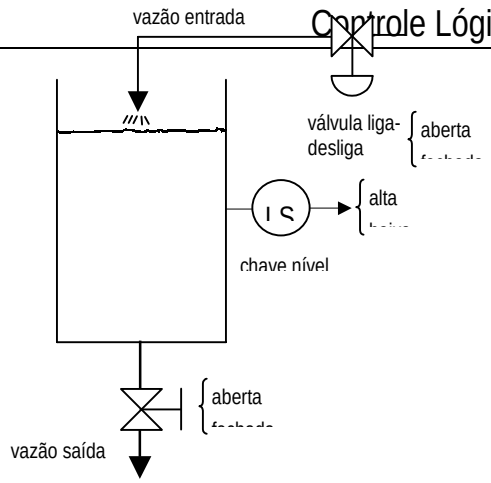


Fig. 4. Controle discreto de nível

O nível certamente não vai se alterar até quando, em algum momento mais tarde, a válvula de saída é aberta e há vazão de saída. Notar que as variáveis - medição de nível, ajuste da válvula de entrada e ajuste da válvula de saída – são quantidades de dois estados. Não há medição contínua ou saída contínua sobre uma faixa.

Controle composto: discreto e contínuo

É possível para um sistema de controle contínuo ser parte de um sistema de controle de processo com estado discreto. Seja ainda o exemplo do sistema de tanque descrito na Fig. 3. Neste caso especifica-se que a válvula de saída está fechada e o tanque se enche até o nível requerido, como na Fig. 4. Pode-se agora especificar que periodicamente uma garrafa vai para debaixo da válvula de saída, como mostrado na Fig. 5. O nível deve ser mantido no ponto de ajuste enquanto a válvula de saída estiver aberta e a garrafa cheia. Esta exigência pode ser necessária para garantir uma coluna de líquido constante durante o enchimento da garrafa.

Este processo irá requerer um sistema de controle contínuo usado para ajustar a vazão de entrada durante o enchimento da garrafa através da válvula de saída. O sistema de controle contínuo será ligado ou desligado como um equipamento discreto. Pode se ver que o processo de controle contínuo é justo uma parte do processo global de estado discreto.

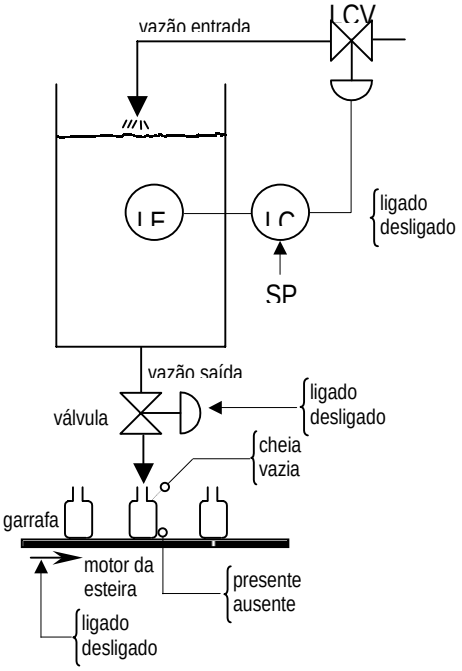


Fig. 5. Controles contínuo e discreto combinados

3.2. Especificações do processo

A especificação da seqüência de eventos em algum processo de estado discreto é diretamente ligada ao processo em si. O processo é especificado em duas partes:

1. objetivos do processo
2. natureza do equipamento para conseguir os objetivos

Para participar no projeto e desenvolvimento de um sistema de controle para o processo é essencial entender estas duas partes.

Objetivos do processo

Os objetivos do processo são simplesmente as declarações do que o processo deve fazer. Os objetivos são usualmente associados com o conhecimento da industrial. Às vezes, um objetivo global é definido como o resultado final da planta. Este é depois quebrado em objetivos individuais, geralmente secundários e independentes para o qual o controle é aplicado.

Por exemplo, em uma indústria de alimento, o objetivo global principal é produzir bolachas. Claramente, isto significa que a planta toma várias matérias primas, processa-as de um modo especifico e a saída são bolachas embaladas, pesadas, etiquetadas, prontas para venda.

O objetivo global pode ser dividido em muitos objetivos secundários. A Fig. 6 sugere alguns objetivos secundarias que podem ser envolvidos. Pode ainda haver subdivisões em operações mais simples. Os objetivos do processo são formados pelos objetivos de cada parte independente da operação global. Assim, as operações dentro da preparação da bolacha podem ser vista como um único processo.

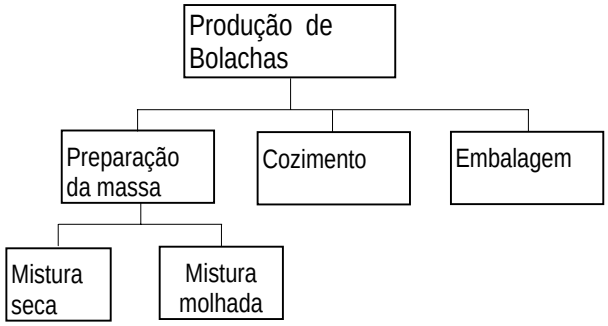


Fig. 6. Objetivos e sub objetivos de um processo

O especialista de controle de processo não é responsável tipicamente pelo desenvolvimento dos objetivos, que é responsabilidade do especialista da indústria envolvida. Assim, quem desenvolve os objetivos de uma indústria química é o engenheiro químico, para a indústria de produção de aço, o engenheiro metalúrgico, para a indústria de alimento, o engenheiro químico de alimento.

Equipamento do processo

Depois de estabelecidos os objetivos do processo, vem o projeto do equipamento para realizar estes objetivos. Este equipamento está ligado intimamente à natureza da indústria e seu projeto deve vir dos esforços combinados do pessoal de produção , processo e controle. Para o especialista do sistema de controle, o essencial é desenvolver um bom entendimento da natureza do equipamento e suas características.

A Fig. 7 mostra uma representação pictorial do equipamento de processo para um sistema de esteira. O objetivo é encher caixas, movendo as em duas esteiras, de um silo de alimentação comum e um sistema de esteiras de material. O especialista de controle de processo pode não estar envolvido no desenvolvimento deste sistema. Para desenvolver o sistema de controle, deve-se estudar o equipamento cuidadosamente e entender as características de cada elemento.

Em geral, o especialista analisa o equipamento e considera como cada parte está relacionada com o sistema de controle. Há realmente apenas duas categorias básicas:

1. Equipamentos de entrada **para** o sistema de controle. A operação destes equipamentos é similar à função de medição de sistema de controle contínuo. No caso de controle de processo a estado discreto, as entradas são especificações de dois estados, tais como:
   Chave limite: aberta ou fechada
   Comparador: alto ou baixo
   Botoeira: acionada ou não acionada
2. Equipamentos de saída **do** sistema de controle. O elemento final de controle do sistema de controle contínuo fazem a mesma coisa. No caso de controle de processo a estado discreto, os equipamento de saída aceitam somente comandos de dois estados, tais como:
   Lâmpada: acesa ou apagada
   Motor: operando ou parado
   Solenóide: energizada ou desenergizada

Um estudo do sistema da Fig. 7 mostra a seguinte distribuição de elementos:

Dispositivos de entrada (Chaves)

1. Caixa direita presente
2. Caixa esquerda presente
3. Limite do movimento da esteira de alimentação direita
4. Limite do movimento da esteira de alimentação esquerda
5. Silo baixo
6. Esteira de alimentação do centro

Dispositivos de saída

1. Válvula solenóide do silo
2. Motor esteira de alimentação desligado
3. Motor esteira de alimentação direita
4. Motor esteira de alimentação esquerda
5. Motor esteira da caixa direita
6. Motor esteira da caixa esquerda

Não é suficiente simplesmente identificar os dispositivos de entrada e saída. Além disso, é importante notar como os dois estados dos dispositivos se relacionam com o processo. Por exemplo, se uma chave limite de nível está aberta, significa que o nível é baixo ou em determinado valor? Se um comando a ser usado para ligar um dispositivo, requer um comando de saída alta ou baixa?

Finalmente, um estudo completo do equipamento também deve incluir a natureza dos sinais (eletrônico, pneumático, hidráulico). Assim, um motor pode ser ligado pela aplicação de uma tensão de 110 V ca, sinal de baixa corrente para relé do *starter* do motor ou pode ser um sinal de 5 V cc tipo TTL para um *starter* eletrônico.

3.3. Descrição da seqüência de eventos

Agora que os sub-objetivos do processo e o equipamento necessário foram definidos, o trabalho resume em descrever como o equipamento será manipulado para se obter o objetivo. Uma seqüência de eventos deve ser descrita para direcionar o sistema através das operações para fornecer o resultado final desejado.

Descrições narrativas

A especificação da seqüência de eventos começa com as descrições narrativas de quais eventos devem ocorrer

para se conseguir o objetivo. Em muitos casos, a primeira tentativa em especificar revela modificações que devem ser feitas no equipamento, como chaves limites adicionais. Esta especificação descreve em forma narrativa o que deve acontecer durante a operação do processo. Em sistemas que rodam continuamente, há tipicamente uma fase de partida (inicialização) e a fase de operação.

No exemplo da Fig. 7, a fase de partida é usada para posicionar a esteira de alimentação em uma posição conhecida. Esta inicialização pode ser conseguida pela seguinte especificação:

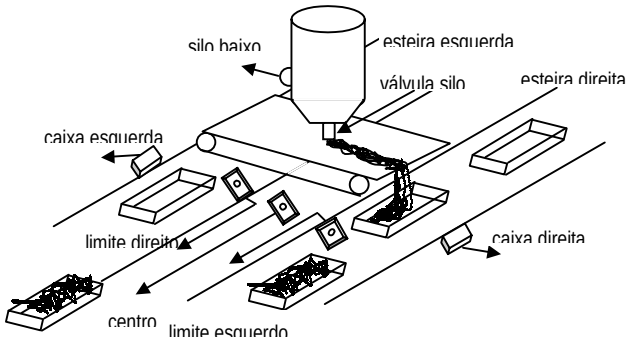


Fig. 7. Processo de controle discreto

1. Fase de Inicialização

A. Todos os motores desligados, Válvula solenóide desligada
B. Teste da chave limite direita
   1. Se engajada, ir para C
   2. Se não, ajustar motor alimentação para movimento certo
   3. Ligar motor esteira alimentação
   4. Teste da chave limite direita
      a. Se engajada, ir para C
      b. Se não, ir para 4
C. Estabelecer motor alimentação para movimento esquerdo e iniciar
D. Teste da chave de centro
   1. Se engajada, ir para E
   2. Se não, ir para D
E. Abrir válvula alimentação do silo
F. Teste da chave limite esquerda
   1. Se engajada, ir para G
   2. Se não, ir para F
G. Todos os motores desligados, chave de alimentação do silo fechada.
H. Ir para fase de operação.

A finalização desta fase significa que a esteira de alimentação está posicionada no local limite esquerdo e a metade direita da esteira tem sido cheia do silo de alimentação. O sistema está em uma configuração conhecida, como mostrado na Fig. 8.

A fase de operação é descrita de modo similar. Por exemplo, poderia ser a seguinte.

2. Fase de operação

A. Ligar esteira da caixa direita
B. Teste chave de presença de caixa direita
   1. Se presente, ir para C
   2. Se não, ir para B
C. Ligar motor da esteira de alimentação, movimento direito
D. Testar chave de centro
   1. Se engajada, ir para E
   2. Se não, ir para D
E. Abrir válvula do silo de alimentação
F. Testar chave limite direita
   1. Se engajada, ir para E
   2. Se não, ir para D
G. Fechar válvula do silo de alimentação, parar esteira de alimentação
H. Ligar esteira da caixa esquerda
I. Testar chave presença de caixa esquerda
   1. Se engajada, ir para J
   2. Se não, ir para I
J. Ligar esteira de alimentação, movimento esquerdo
K. Testar chave de centro
   1. Se engajada, ir para L
   2. Se não, ir para K
L. Abrir válvula do silo de alimentação
M. Testar chave limite esquerda
   1. Se engajada, ir para II.A
   2. Se não, ir para M

Notar que o sistema cicla do passo M para o passo A. A descrição é construída pela simples análise de quais eventos ocorrem e qual entrada e saídas devem ser suportadas por estes eventos.

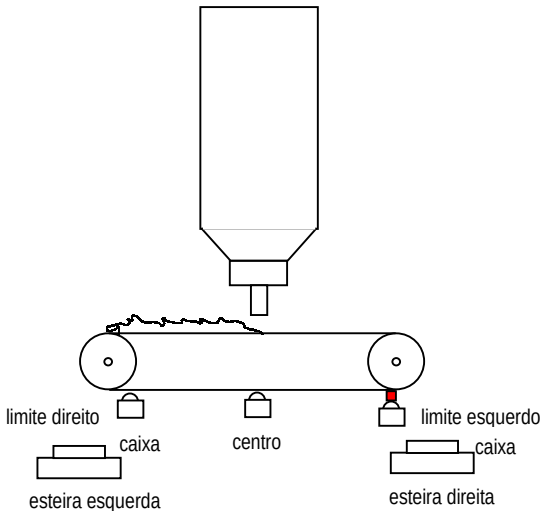


Fig. 8. Fim da fase de inicialização

Exemplo: Enchimento de garrafas

Problema

Descrever a seqüência de eventos para o sistema de enchimento de garrafas em movimento na esteira, como mostrado na Fig. 5.

Solução

Assume-se que quando um comando é dado para parar o sistema de controle contínuo, a válvula de entrada vai para a posição fechada. Assim, a seqüência seria:

I. Inicialização (pré enchimento do tanque)

A. Esteira parada,
Válvula de saída fechada
B. Partir o sistema de controle de nível
1. Operar por um tempo suficiente para se atingir o ponto de ajuste ou
2. Colocar outro sensor de modo que o sistema saiba quando o ponto de ajuste é atingido.
C. Quando o nível é atingido, parar o controle de nível
D. Ir para a fase de operação

II. Fase de operação

A. Ligar a esteira das garrafas
B. Quando a garrafa estiver na posição
1. Parar a esteira
2. Abrir a válvula de saída
3. Ligar o sistema de controle de nível para manter o nível constante durante o enchimento da garrafa.
C. Quando a garrafa estiver cheia
1. Fechar a válvula de saída
2. Parar o sistema de controle de nível
D. Ir para o passo II.A e repetir/

Notar que equipamento foi adicionado ao sistema quando a seqüência de evento era construída. Equipamento (hardware) e programa (software) são geralmente desenvolvidos em conjunto.

Diagrama de fluxo da seqüência de eventos (Flowchart)

É normalmente mais fácil visualizar e construir a seqüência de eventos se uma diagrama de fluxo é usado para apresentar em forma de figuras o fluxo de eventos. Embora existam vários tipos sofisticados de diagramas de bloco, o conceito pode ser apresentado facilmente usando três símbolos mostrados na Fig. 9.

A narrativa descritiva pode então ser simplesmente reformatada em símbolos de diagrama de fluxo. Geralmente é mais fácil expressar a seqüência de eventos diretamente em termos de símbolos de diagrama de fluxo. A Fig. 10 mostra a fase de inicialização do sistema de esteira da Fig. 7 expressa em formato de diagrama de fluxo.

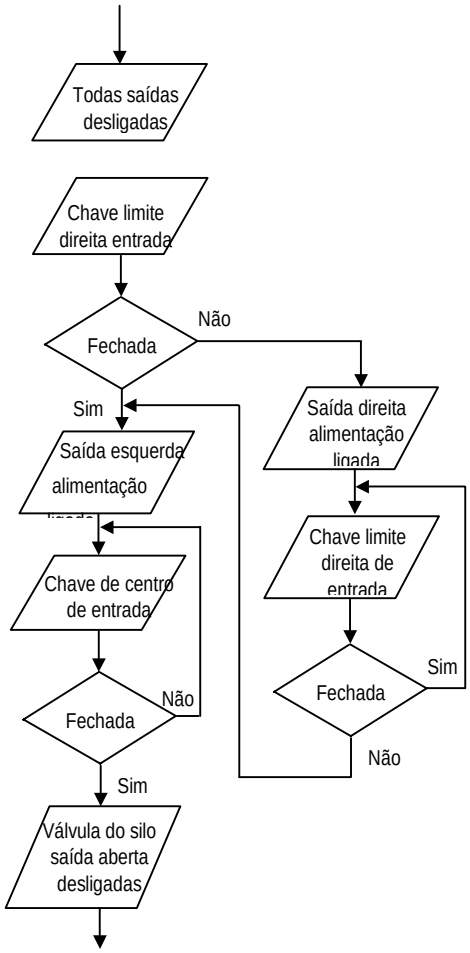


Fig. 10. Diagrama de fluxo da inicialização parcial

Descrições de variável de estado binário

Cada evento que constitui a seqüência de eventos descrita pelo esquema narrativo corresponde a um estado discreto do sistema. Assim, é também possível descrever a seqüência de eventos em termos da seqüência de estados discretos do sistema. Para fazer isto, é necessário simplesmente que cada estado do evento, incluindo o das variáveis de entrada e saída, seja especificado.

As variáveis de entrada fazem o estado do sistema mudar porque as operações dentro do sistema provocam a mudança de uma das variáveis de estado, por exemplo, uma chave limite fica acionada. As variáveis de saída, por outro lado, são mudanças no estado do sistema que são causadas pelo sistema de controle em si.

O sistema de controle funciona como uma tabela de procura. O estado da entrada variável com a saída se torna um endereço de memória e as novas variáveis de estado de saída são os conteúdos desta memória.

Exemplo: Enchimento de tanque

Problema

Definir as variáveis de estado para o processo mostrado na Fig. 11 e descrito pela seguinte seqüência de eventos:

1. Encher o tanque até o nível A da válvula A
2. Encher o tanque até o nível B da válvula B
3. Ligar um temporizador, aquecer e agitar durante 5 minutos
4. Abrir a válvula C até que a chave de tanque vazio seja ligada.

Solução

Inicialmente, formar a representação da variável de estado do sistema atribuindo estados binários. Há quatro variáveis de entrada: LA, LB, LE e TU

Um estado discreto do sistema é definido pela especificação destas variáveis. Como cada variável tem dois estados, usa-se uma representação lógica:

verdadeiro = 1
falso = 0

Assim, para a entrada, se o nível A não foi atingido, então LA = 0 e se ele foi atingido,
LA = 1. Também, para a saída, se a válvula C está fechada, então toma-se VC = 0 e se ela foi comandada para abrir, VC = 1. Pode-se tomar a palavra binária descrevendo o estado do sistema a ser definido pelos bits na ordem

(LA)(LB)(LE)(TU)(VA)(VC)(TM)(S)(H)

A seqüência de eventos á agora mudada para uma expressão do estado discreto como uma palavra binária por estado. (Um X indica que não importa qual é a variável de entrada.)

Condição	Estado da entrada		Saída
1. Válvula A aberta	00XX000000	→	100000
2. Teste para LA:			
a. Falso, manter	00XX100000	→	100000
b. Verdade, fechar A, abrir B	10XX100000	→	010000
3. Teste para LB:			
a. Falso, manter	10XX010000	→	010000
b. Verdade, fechar B, começar agitação, aquecedor, timer	11XX010000	→	000111
4. Teste para temporizador:			
a. Falso, manter	11X0000111	→	000111
b. Verdade, desligar aquecedor, desligar agitador, abrir C	11X1000111	→	001000
5. Teste para tanque vazio:			
a. Falso, manter	XX0X001000	→	001000
b. Verdade, fechar C	XX1X001000	→	000000
6. Ir para 1			

Tipicamente, este enfoque para a especificação da seqüência de eventos é usado quando se aplica um computador para implementar as funções de controle

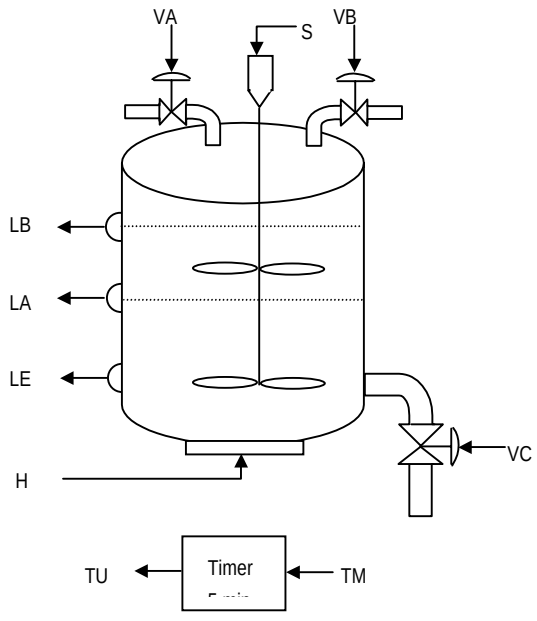


Fig. 11. Processo do tanque

Equações booleanas

Como o estado discreto do sistema é descrito por variáveis que podem tomar somente dois valores, é natural pensar em usar números binários para representar estas variáveis, como no exemplo anterior. é Também natural considerar o uso de técnicas da Álgebra Booleana para deduzir os estados das saídas a partir dos estados das entradas. Embora esta técnica seja usada, há modos certamente mais fáceis para ver e resolver os problemas do que as técnicas tradicionais da lógica booleana.

Quando esta técnica é usada, é necessário escrever uma equação booleana para cada variável de saída no sistema. Esta equação irá então determinar quando esta variável é tomada em seu estado verdadeiro. A equação pode depender não somente do conjunto das variáveis de entrada mas de alguma outra variável de saída. Problemas deste tipo são geralmente considerados na eletrônica digital.

Exemplo: Controle de forno

Problema

A Fig. 12 mostra uma vista pictural de um forno, com vários sinais de entrada e saída. Todas as entradas e saídas são variáveis de dois estados e a relação dos estados e as variáveis é indicada. Construir equações booleanas que implemente os seguintes eventos:

1. O aquecedor deve ser ligado quando
   a) a chave de ligar for ativada,
   b) a porta estiver fechada e
   c) a temperatura estiver abaixo do limite.
2. Os ventiladores devem ser ligados quando
   a) aquecedor estiver ligado ou
   b) a temperatura estiver acima do limite
   c) porta estiver fechada.
3. A luz deve acender se
   a) chave da luz estiver acionada ou
   b) sempre que a porta estiver aberta.

Solução

A solução do problema é simplesmente transladar as afirmações descritivas dos eventos em equações booleanas. Neste caso, referindo-se às variáveis definidas na Fig. 12, tem-se

Aquecedor: $H = D.\overline{T}.P$

Ventilador $F = H + D.T$

Lâmpada $L = \overline{D} + S$

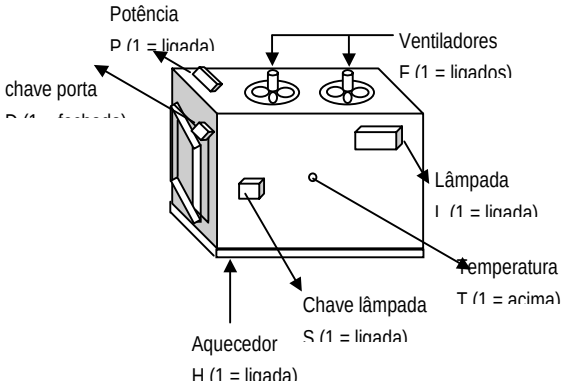


Fig. 12. Sistema do forno para controle discreto

Anteriormente foi mostrado como um sistema de controle a estado discreto é descrito em termos do equipamento do sistema e a seqüência de eventos através da qual este hardware é tomado. Estes dois elementos são combinados agora para mostrar como o equipamento deve ser acionado de modo que a seqüência de eventos seja realizada corretamente. Em essência, isto leva a um programa para o sistema escrito com símbolos para o equipamento.

4.1. Histórico

Um sistema de controle industrial típico envolve motores elétricos, solenóides, aquecedores ou resfriadores e outros equipamentos que são operados da linha de alimentação alternada. Assim, quando um sistema de controle específica que **um motor da esteira é ligado**, isto significa a partida de um motor ligado a uma tensão relativamente alta e drenando uma corrente muito alta para os padrões da instrumentação eletrônica. Na instrumentação, os valores típicos de tensão são de 5 V a 24 V cc e os de corrente de 4 a 20 mA. Os motores manipulam tensões de 110 a 440 V ca e correntes de 1 a 50 A ca.

Deste modo, a partida de um motor não é feita simplesmente por uma chave liga-desliga conectada diretamente a ele. Em vez disso, uma pequena chave é usada para ligar logicamente um relé com contatos que possam suportar altas correntes. Neste caso, o relé se torna o elemento de controle primário do sistema de controle a estado discreto.

Relés de controle

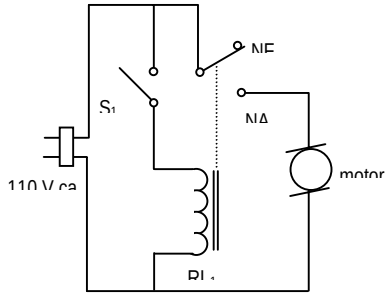


Fig. 13. Uso de um relé e chave para partir motor

Os relés podem ser usados para muitas aplicações além de transladar o nível de energia. Por exemplo, na Fig. 14, tem-se um relé usado como tranca (*latch*), onde uma lâmpada verde é ligada quando o relé não é atuado e uma luz vermelha quando o relé estiver atuado. Neste caso, quando a botoeira normalmente aberta (NA), PB1, é acionada a bobina do relé de controle é

energizada. Então seu contato NA fecha, bypassando PB1, de modo que o relé permanece fechado. Assim, ele fica trancado. Para desenergizar ou destrancar o relé, a boteira PB2, normalmente fechada (NF) é acionada. PB2 abre o circuito e o relé é liberado.

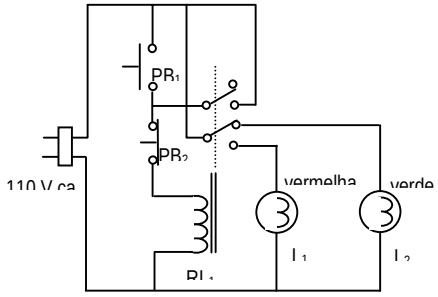


Fig. 14. Use de um relé para realizar uma tranca

Quando um sistema de controle completo é implementado usando relés, o sistema é chamado de **sequenciador a relé**. Um sequenciador a relé consiste em uma combinação série e paralela de vários relés, incluindo do tipo temporizado, fiados para implementar a seqüência específica de eventos. As entradas são chaves e botoeiras que energizam os relés e as saídas são contatos fechados ou abertos que ligam ou desligam lâmpadas, motores e solenóides.

Diagrama esquemáticos

A fiação de um sistema de controle a relé pode ser descrito por diagramas esquemáticos tradicionais, tais como os da Fig. 13 e Fig. 14. Tais diagramas são complicados, porém, quando se tem muitos relés, cada um com vários contatos, usados no sistema. Gradualmente tem sido adotados diagramas mais simplificados, onde os contatos dos relés não são colocados diretamente sobre o símbolo da bobina, mas são apresentados em qualquer lugar do diagrama do circuito com um número associado ao número da bobina. Esta simplificação resultou no diagrama ladder (escada) usado atualmente.

4.2. Elementos do diagrama ladder

O diagrama ladder é um modo simbólico e esquemático de representar o equipamento do sistema e o controlador do processo. Ele é chamado de diagrama ladder por causa dos vários componentes do circuito ligados em paralelo através da linha de alimentação alternada, formando algo parecido com uma escada, como cada conexão paralela sendo um degrau da escada.

Na construção de um diagrama ladder, é entendido que cada degrau da escada é composto de um número de condições ou estados de entrada e um único comando de saída. A natureza dos estados da entrada determina se a saída está energizada ou não.

Símbolos especiais são usados para representar os vários elementos do circuito em um diagrama ladder, que incluem relés, motores, solenóides, lâmpadas e chaves.

Relés

A bobina de um relé é representada por um circuito identificado como CR (control relay) e um número de identificação associado. Os contatos para este relé serão ou normalmente aberto (NA) ou normalmente fechado (NF) e podem ser identificados pelo mesmo número. Um contato NA é aquele que está aberto quando a bobina do relé não está energizada e se torna fechado quando a bobina fica energizada. Do modo contrário, um contato NF é aquele que está fechado quando a bobina do relé não está energizada e se torna aberto quando a bobina fica energizada. Os símbolos para a bobina e os contatos NA e NF estão mostrados na Fig. 15.

É também possível designar um relé temporizado, que é aquele cujos contatos não são atuados instantaneamente mas são ativados depois de transcorrido determinado intervalo de tempo. A bobina é ainda indicada por um circulo, mas com a designação de TR para indicar relé temporizado. Os contatos, como mostrados na Fig. 15 tem uma seta para indicar NA-para-fechar após o atraso ou NF-para-abrir após o atraso. Este relé é chamado de relé temporizado com atraso

para ligar. Quando a bobina é energizada, os contatos não são energizados até que o tempo de atraso tenha expirado.

Há também um relé temporizado para desligar atrasado. Neste caso, os contatos são atuados quando a bobina é energizada. Quando a bobina é desenergizada, porém, há um tempo de atraso antes que os contatos vão para o estado de desenergizado.

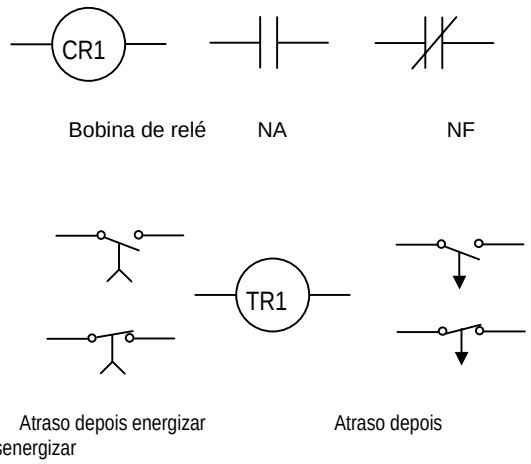


Fig. 15. Alguns símbolos de dispositivos de entrada do diagrama ladder

Motores

O símbolo para um motor é um circulo com uma letra M seguida de um número seqüencial. O sistema de controle trata este circuito como o motor real, embora de fato, o sistema atua no starter do motor. O sistema de controle usa este símbolo para representar *de fato* o motor, mesmo que outras operações possam ser necessárias no equipamento real para partir o motor.

Solenóides

O símbolo para uma solenóide pode ser também um circulo com uma letra CR seguida de um número seqüencial, quando for a bobina de relé. O símbolo pode ser similar ao rolamento de transformador ou então o mostrado na Fig. 16. O símbolo da solenóide em si nada diz acerca da função da solenóide do processo. A solenóide pode estar associada a uma válvula, a um relé, a uma esteira. Geralmente a designação da solenóide é SOL seguida por um número seqüencial.

Lâmpada

A lâmpada serve para dar informação visual acerca do estado do equipamento ao operador. A lâmpada é chamada de sinalizadora ou piloto. O símbolo de uma lâmpada é um circulo, com traços externos e com uma letra interna relacionada com a cor da lâmpada.

Chaves

Um dos elementos de entrada primários em um sistema de controle de estado discreto é uma chave. A chave é um dispositivo usado principalmente para ligar e desligar equipamentos. A chave pode ser atuada manual ou automaticamente por vários modos. Os seus contatos podem ser normalmente abertos (NA) ou normalmente fechados (NF). Os contatos podem ser retentivos (o estado permanece, quando o acionamento é retirado) ou não retentivo (o estado volta à condição de repouso, quando o acionamento é retirado).

A chave liga-desliga possui contatos retentivos e a chave botoeira possui contatos não retentivos. A chave limite ou fim de curso é aquela que é acionada quando um equipamento atinge determinada posição e por isso é usada para detectar os limites de movimentos físicos dentro do sistema.

Há chaves que são atuadas automaticamente quando a variável de processo atinge um valor crítico, ajustado a priori. Assim, há chave acionada por temperatura (termostato), pressão (pressostato), nível e vazão.

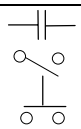
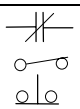
	Contato elétrico, normalmente aberto (NA)
	Contato elétrico, normalmente fechado (NF)
	Chave de vazão, normalmente aberta (NA)
	Chave de vazão, normalmente fechada (NF)
	Chave de nível, normalmente aberta (NA)
	Chave de nível, normalmente fechada (NF)
	Chave de pressão, normalmente aberta (NA)
	Chave de pressão, normalmente fechada (NF)
	Chave de temperatura, normalmente aberta (NA)
	Chave de temperatura, normalmente fechada (NF)
	Chave limite, normalmente aberta (NA)
	Chave limite, normalmente fechada (NF)
	Lâmpada de sinalização
	Buzina
	Válvula solenóide de duas vias
	Válvula solenóide de três vias

Fig 17. Símbolos mais comuns

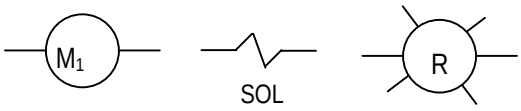


Fig. 16. Símbolos para dispositivos de saída do diagrama ladder

4.3. Exemplos de diagrama ladder

Em muitos casos, é possível preparar um diagrama ladder diretamente de uma descrição narrativa de uma seqüência de eventos de controle. Um exemplo muito elementar e comum é o circuito de retenção de relé (latch) ilustrado na Fig. 14. Em termos de um diagrama ladder, a mesma situação é descrita na Fig. 18. Este diagrama tem três degraus:

1. selo do contato CR1 do relé
2. lâmpada verde
3. lâmpada vermelha

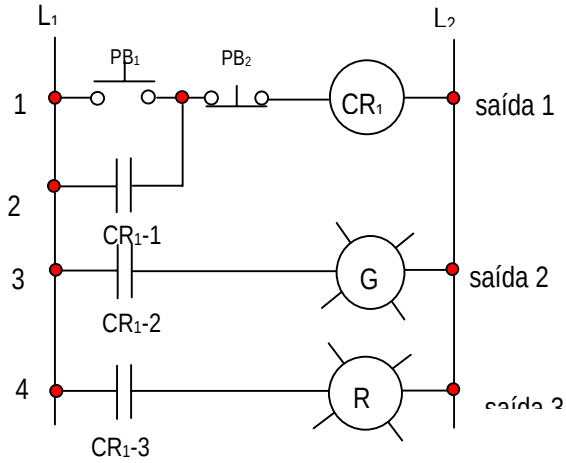


Fig. 18. Diagrama ladder para controle de duas lâmpadas

Exemplo

O elevador mostrado na Fig. 19 emprega uma plataforma para mover objetos para cima e para baixo. O objetivo principal é:

1. quando o botão UP estiver apertado, a plataforma sobe, levando algo
2. quando o botão DOWN estiver apertado, a plataforma desce, trazendo algo.

Os seguintes equipamentos são usados:

Elementos de saída

M_1 – motor para acionar a plataforma para cima

M_2 – motor para acionar a plataforma para baixo

Elementos de entrada

LS_1 – chave limite NF para indicar posição UP

LS_2 – chave limite NF para indicar posição DOWN

PARTIDA – Botoeira NA para **partida**

PARADA – Botoeira NF para **parar**

UP – botoeira NA para comando UP

DOWN – botoeira NA para comando DOWN

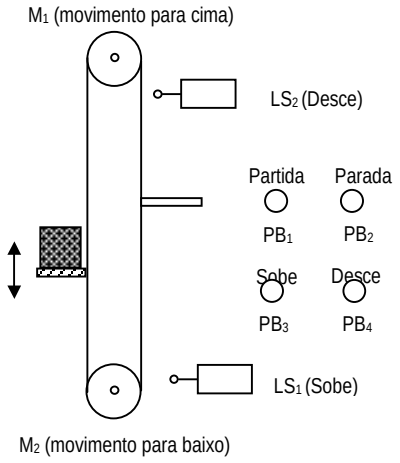


Fig. 19. Sistema do elevador

Descrição narrativa

1. Quando a botoeira PARTIDA é apertada, a plataforma vai para a posição inferior.
2. Quando a botoeira PARADA é apertada, a plataforma pára, qualquer que seja a posição ocupada neste momento.
3. Quando a botoeira SOBE é apertada, a plataforma sobe, se não estiver descendo.
4. Quando a botoeira DESCE é apertada, a plataforma desce, se não estiver subindo.

Diagrama ladder

Para facilitar o acompanhamento, o desenvolvimento será dividido em tarefas individuais. Por exemplo, a primeira tarefa pode ser mover a plataforma para baixo quando o botão PARTIDA for acionado.

Esta tarefa pode ser feita usando a botoeira PARTIDA para selar um relé, cujos contatos também energizam M_2 (motor para descer). O relé é liberado, parando M_2, quando a chave limite LS_2 abre. A Fig. 20 mostra dois degraus 1 e 2 que fazem estas funções. Apertando PARTIDA energiza CR_1 , se LS_2 não estiver aberta (plataforma não descendo). CR_1 é selado pelos contatos através da botoeira PARTIDA. Outro conjunto de contatos CR_1 partem M_2 para descer a plataforma. Quando LS_2 abre, indicando que a plataforma chegou ao fundo do poço, CR_1 é liberado, tira o selo e M_2 pára. Estes dois degraus operam somente quando o botão PARTIDA é apertado.

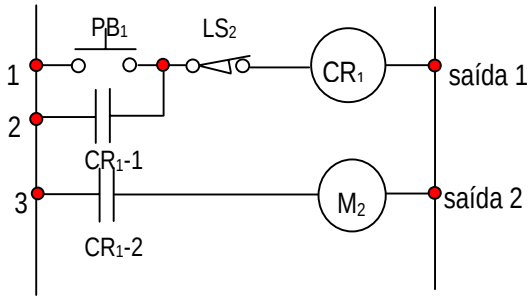


Fig. 20. Inicialização para mover a plataforma para baixo quando se aperta a botoeira PARTIDA

Para a seqüência PARADA, o relé CR_3 é assumido o mestre para o resto do sistema. Como PARADA é uma chave NA, não se pode usá-la para liberar CR_3 no mesmo sentido usado nos exemplos anteriores. Em vez disso, se usa PARADA para energizar outro relé, CR_2 e usa os

contatos NF deste relé para liberar CR_3. Isto é mostrado na Fig. 21. Pode se ver que quando a chave PARTIDA é apertada, CR_3 na linha 4 está energizado pelo selo do contato CR_1 e o contato NF de CR_2. Quando a botoeira PARADA é apertada, CR_2 na linha 3 é energizado, que faz o contato NF na linha 4 abrir e liberar CR_3.

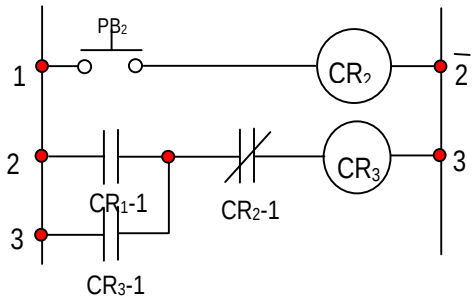


Fig. 21. Diagrama ladder para a seqüência PARADA

Finalmente, chega-se à seqüência para subir e descer a plataforma. Em cada caso, um relé é selado para energizar um motor se

1. CR_3 é energizado,
2. o botão apropriado é apertado,
3. a chave limite não é atingida,
4. o outro sentido não está acionado.

O diagrama completo está mostrado na Fig. 22. Uma ligação de rela NF é usado para garantir que o motor para cima não está ligado se o motor para baixo estiver ligado e vice versa. Também, é necessário adicionar um contato na linha 2 para garantir que M_2 não parte se houver um movimento para cima e algum engraçadinho apertou o botão PARTIDA.

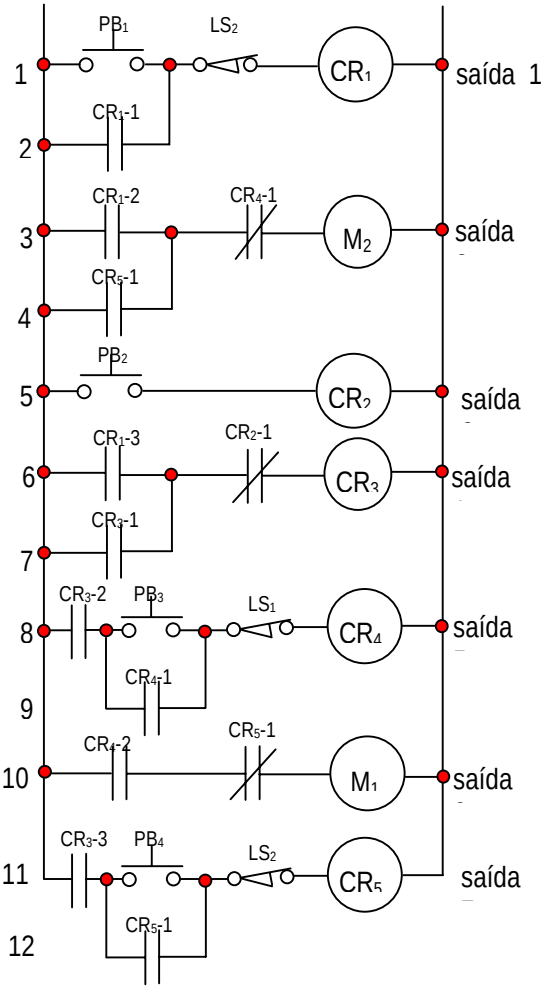


Fig. 22. Diagrama ladder completo para o elevador

A solução para o elevador pode ser simplificada, considerando o fato que M_1 e M_2 são realmente relés usados para ligar motores através de contatos. Se é assumido que estes relés têm contatos adicionais para acionar outras operações do diagrama ladder, então alguns relés de controle podem ser eliminados. A Fig. 23 mostra a mesma solução, simplificada, para o controle do elevador. Usam-se as designações M_1 e M_2 para contatos em outras partes do diagrama, justo quando se tem relés de controle.

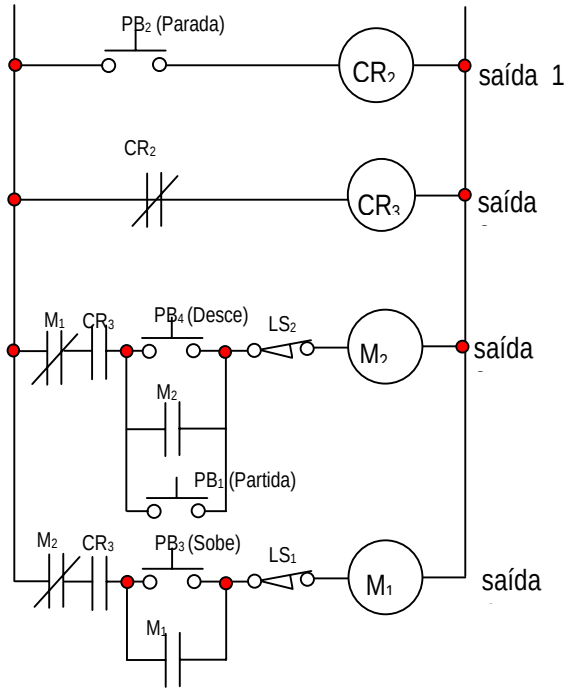


Fig. 23. Diagrama ladder simplificado para o elevador

Exemplo: Enchimento de garrafas

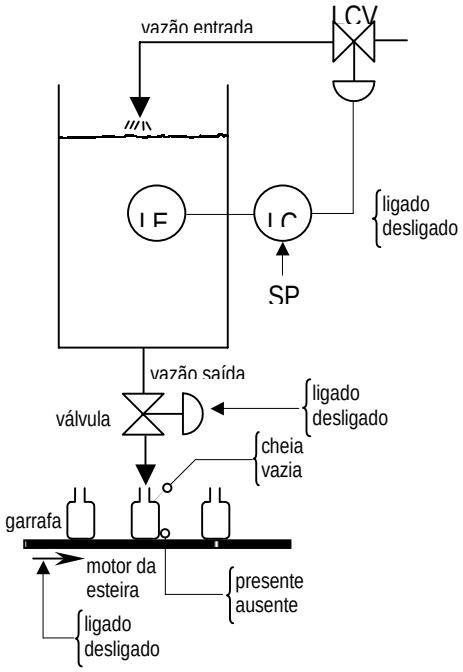


Fig. 24. Sistema de enchimento de garrafas

Problema

Construir um diagrama ladder que seja a solução para o problema de controle de processo a estado discreto definido na Fig. 24. Assumir que, quando o sistema de controle contínuo de nível é desligado, a válvula de entrada é fechada e um tempo de 1 minuto para preenchimento seja necessário para inicialização.

Solução

Um selo PARTIDA/PARADA é fornecido para definir a partida inicial do sistema. O diagrama ladder é mostrado na Fig. 24.

A inicialização é conseguida através de um temporizador de 60 segundos na linha 2 que liga o sistema de controle de nível por 1 minuto seguindo a botoeira de partida. Ele nunca é energizado novamente durante a operação.

A saída 3 aciona o motor da esteira até que uma garrafa esteja na posição, como indicado pela abertura da chave de posição de garrafa.

A saída 4 é usada para detectar a condição de cheia da garrafa, energizando CR2. Os contatos de CR2 ligam a válvula

solenóide (saída 5) e o sistema de controle de nível contínuo (saída 6). Notar o temporizar na saída 6 para inicialização. Saída 7 é necessária para detectar que a garrafa esteja cheia e para rearmar a esteira até que a garrafa saia da posição e a chave de presença da garrafa seja aberta. A operação contínua agora ocorre entre saídas 3 e 7.

Diagrama ladder

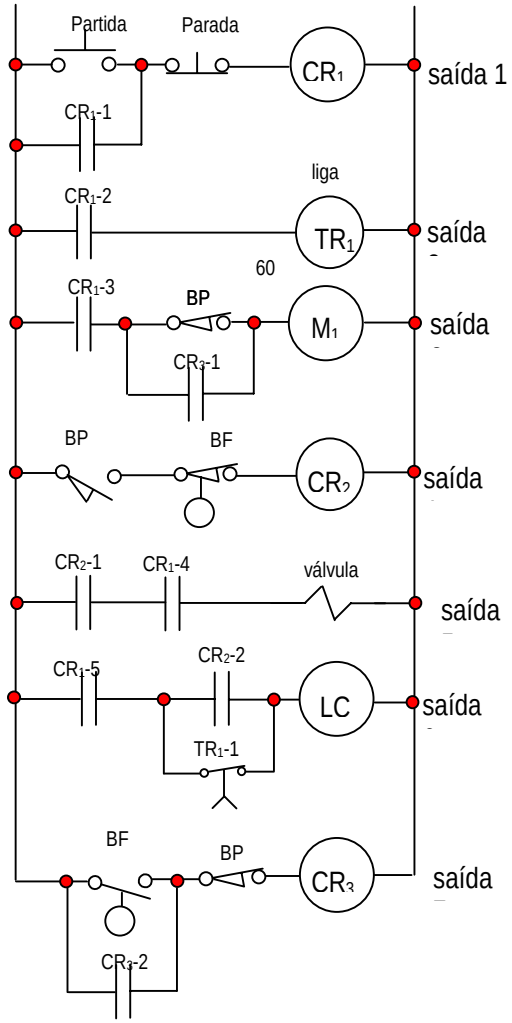


Fig. 25. Diagrama ladder para enchimento de garrafas

10

Controle Batelada

Objetivos

1. *Apresentar a história do controle de processo batelada, com sua origem, desenvolvimento e tendências futuras.*
2. *Conceituar o gerenciamento e automação da batelada.*
3. *Mostrar as diferenças das exigências do controle convencional e batelada.*
4. *Listar, analisar e comparar as diferentes tecnologias industriais disponíveis para automatizar o controle batelada.*

1. História da Batelada

1.1. Origem do Controle Batelada

O processo batelada é aquele em que as funções de transferência de material ou processamento de material são cíclicas com resultados repetitíveis. O processo batelada faz um produto em quantidades finitas. Em uma situação ideal, este produto é determinado por

6. uma *receita* que tem um nome e contem informação sobre
7. os ingredientes ou as matérias primas usadas,
8. a ordem dos passos e
9. as condições do processo e
10. equipamento usado no processo.

Fazer uma sopa é um exemplo típico de um processo de batelada e possivelmente a receita foi passada oralmente, de uma geração para a seguinte.

No passado, cozinhar a sopa era feito e controlado manualmente, porém os passos e funções típicos de um processo de batelada já eram explícitos e reconhecidos:

1. medição ou sensação por meio de ver, tocar, escutar e degustar
2. atuador, ou a interferência direta de cozinhar com processo, como mexer a sopa, aumentar ou reduzir a fonte de calor, adicionar ingredientes ou remover a panela do fogo.
3. segurança: como evitar ou extinguir o fogo na caverna ou cozinha, certamente com uma lata d'água para a emergência.
4. manipulação anormal: redução do fogo em caso de excesso de fervura ou aumento da agitação para evitar que sopa grude na panela
5. controle regulatório: mantendo a temperatura da sopa no ponto de ebulição
6. seqüência: execução dos passos do processo em ordem predeterminada
7. coordenação do processo: certos ingredientes foram medidos, pesados ou preprocessados para servir como matéria prima antes de começar o processo principal de cozinhar a sopa.
8. programação: onde alguém programa e supervisiona o processo de fazer vários potes de sopa para todo o pessoal da tribo.

É fácil imaginar que o controle de qualidade, em termos de se garantir um gosto agradável e consistente para vários potes de sopa era requerido pelo usuário final. O controle de qualidade era uma consideração importante para o cozinheiro continuar no negócio ou mesmo continuar vivo.

A otimização do uso do ingrediente e do tempo de cozimento foi muito importante no passado, especialmente quando era pobre o suprimento da comida.

Este exemplo mostra que as funções incluídas no controle do processo de batelada de hoje não eram diferentes

daquelas da pré-história. A principal diferença é que, hoje, são disponíveis meios para armazenar os ingredientes necessários e de executar as funções manuais por meio de equipamento mecânico ou eletrônico, de modo automático.

Como havia muitos fenômenos químicos e físicos pobremente conhecidos, o controle do processo batelada foi considerado uma arte ou uma habilidade no passado. O cozinheiro pré-histórico fez várias funções, tais como engenheiro de pesquisa e desenvolvimento, especialista de processo, operador e instrumentista. Os processos de batelada originais eram tão elaborados que requeriam muita atenção e experiência para fazer produtos com uma qualidade consistente.

Atualmente, tem-se um enfoque mais cientifico e muitas incertezas na química e física foram reduzidas ou resolvidas.

Historicamente, o crescimento do conhecimento dos fenômenos físicos e químicos junto com o aparecimento de novas tecnologias, métodos e técnicas possibilitaram o engenheiro de controle automatizar as funções descritas acima.

A automação começou com as medições do processo e com os atuadores diretos na planta. Depois se seguiu a automação das funções de controle lógico de intertravamento e do controle regulatório. Gradualmente, a automação foi aplicada ao controle da seqüência e nos níveis de programação.

A automação sempre foi inspirada pela exigência ou demanda de:

7. aumentar a segurança
8. proteger o ambiente
9. melhorar a saúde e trabalho do operador
10. melhorar a qualidade do produto
11. aumentar a eficiência e produtividade
12. controlar os tempos de entrega.

Equipamento

Para automatizar o controle do processo, é vital e necessário instalar equipamentos e dispositivos em linha com o processo, para a medição e controle das variáveis de interesse e atuadores que possam ser acionados através de energia mecânica e elétrica sem a interferência do operador humano. Um sistema de controle automático deve ser capaz de monitorar e controlar o status ou estado dos dispositivos do processo. Em termos de fazer a sopa, isto significa que devem ser instalados

1. um vaso com tubulações associadas,
2. equipamentos de pesagem e dosagem,
3. instrumentos de medição de pressão, temperatura, vazão, nível.
4. válvulas de controle e de segurança
5. motores para agitadores e bombas
6. aquecedores e resfriadores

Dependência do tempo

A essência de um sistema de controle de processo batelada operando corretamente é garantir que, baseado-se em uma receita, os equipamentos de controle do processo tenham o status apropriado ou a posição correta no tempo requerido para uma determinada duração de tempo durante o processo ou até que certos valores de parâmetros do processo sejam atingidos.

Uma característica de um processo de batelada é a dependência do tempo. Os produtos da batelada são feitos em uma unidade de processo, transferidos para outra unidade, requerendo a partida ou parada destas unidades de processo. O produto de uma unidade pode ser totalmente diferente do produto de outra unidade, mesmo que requeiram o mesmo equipamento. O controle do processo de batelada está relacionado, portanto, com estados transitórios de controle, bem como estados de regime permanente no processo. Neste aspecto, o processo de batelada é diferente do processo contínuo, que trata exclusivamente de valores em regime.

Por causa da intensidade do trabalho e da necessidade de grande experiência, bem como da natureza transitória dos processos originais de batelada, o controle do processo de batelada é muito mais difícil e complexa que o controle de processo contínuo. Por isso, sempre houve uma procura em transformar o processo de batelada em processo contínuo. A tecnologia para se obter controle automático exato de processo contínuo

com menor esforço se tornou madura mais cedo que a tecnologia para controlar processos de batelada.

1.2. Funções de controle da batelada

O controle automático de processos contínuos se consolidou mais cedo do que o controle de batelada, por que o controle contínuo envolve menor número de níveis de funções:

1. implementação das medições e atuadores em linha com o processo
2. automação do sistema de controle regulatório
3. automação das funções lógicas de segurança e intertravamento.

Além destas funções do controle contínuo, o sistema de controle de processo batelada inclui:

1. manipulação anormal das funções
2. seqüência dos passos do processo em ordem predeterminada
3. coordenação do processo com funções auxiliares
4. programação e supervisão do processo

1.3. Controle manual direto

No nível mais baixo da hierarquia de controle, o controle manual (ou do operador) requer acesso para os dispositivos individuais do processo. Sob o controle manual os estados do processo podem ser monitorados e os atuadores do processo (válvulas e motores) podem ser operados manualmente.

Para evitar situações perigosas de processo, que poderiam prejudicar pessoas ou danificar equipamentos, é necessário incluir medidas de segurança. A ultima linha de defesa inclui os equipamentos de segurança do processo, tais como válvulas de alívio, discos de ruptura. Estes dispositivos devem estar sempre em operação, para proteger as pessoas de serem feridas ou mortas, evitar que os equipamentos sejam danificados e impedir que o ambiente seja poluído.

1.4. Controle Regulatório

O controle regulatório envolve a detecção e medição das variáveis analógicas do processo. As variáveis básicas do controle regulatório são: vazão, pressão, temperatura, nível e análise. O sistema de controle regula estas variáveis por meio do controlador básico PID (proporcional, integral e derivativo). Um exemplo de controle regulatório é manter a temperatura da sopa constante e igual a 80 ^{o}C.

O controle regulatório pode também envolver a mudança da variável do processo ou alteração do ponto de ajuste de alguma variável, em função de curvas predefinidas do tempo. Por exemplo, a temperatura da sopa deve ser aumentada gradualmente, para evitar que os ingredientes grudem no fundo da panela e, quando atinge o valor desejado, seja mantida nesta temperatura constante, durante um determinado intervalo de tempo.

Podem ser usadas estratégias de controle diferentes para controlar o mesmo equipamento de processo. Isto significa que o controlador pode ter ações de controle diferentes, os ajustes das ações podem ser estabelecidos em valores diferentes ou mesmo pode-se substituir o controlador por uma chave liga-desliga.

Controle manual

O operador pode interagir com a função de controle regulatório do processo por meio de variação do ponto de ajuste. O operador pode usar o controle manual, colocando o controlador no modo manual e manipulando diretamente a saída para a válvula ou motor.

Segurança

A automação da função de controle regulatório definitivamente requer a automação dos sistemas de segurança.

1.5. Intertravamentos de segurança

Os intertravamentos de segurança são implementados por várias razões, tais como:

1. proteção ou segurança dos operadores
2. prevenção de danos no equipamento
3. eficiência da energia
4. eficiência da operação e do processo

Há dois tipos de intertravamento:

1. intertravamento de falha, que está continuamente ativo e usualmente associado com o desligamento do equipamento
2. intertravamento de permissão, que serve como partida, parada ou manutenção de uma condição para uma ação

Bypassar uma função de intertravamento de segurança para manipular manualmente os equipamentos do processo não deve ser permitido, exceto em situação de manutenção, calibração ou teste. Mesmo assim, a situação de bypass deve ser sinalizada claramente.

1.6. Sequenciamento

A função seqüência é típica do processo batelada. Em um processo batelada, o estado dos equipamentos de processo é manipulado de um padrão de posições para a próxima em uma ordem predefinida chamada de seqüência. Isto não se aplica apenas para equipamentos discretos, mas a seqüência também tem controle sobre os equipamentos de controle regulatório, diretamente ou através dos controladores. A seqüência pode, por exemplo, alterar o ponto de ajuste, introduzir um perfil de ponto de ajuste, mudar o esquema de controle regulatório, colocar o controlador em manual ou automático.

A mudança do esquema de controle regulatório pode depender do produto final, ser determinado pela receita ou depender das condições do processo. Se a mudança depender do processo, ela é selecionada por meio de decisão lógica na seqüência.

Uma seqüência pode requerer atendimento de uma condição final antes de ir para a próxima seqüência. Estas condições podem ser:

1. intervalo de tempo
2. valor de uma variável de processo
3. valor da qualidade de determinado produto.

A função seqüência pode ser automatizada por meio de dispositivos que serão mostrados posteriormente.

Manual

Deve ser possível para o operador interagir com o processo, através da função seqüência. Para preencher esta exigência, o operador deve ser capaz de partir, parar, manter, continuar seqüências e possivelmente, começar em um passo predeterminado. O operador deve poder fazer manutenção ou teste em qualquer ponto da seqüência.

Intertravamentos do processo dependentes da função podem ser requeridos para certas fases do processo, de modo que o controle da seqüência automática deve ser capaz de ligar ou desligar estes intertravamentos. Deve ser possível acionar automaticamente uma seqüência para um valor constante predeterminado ou para um procedimento de emergência, se o estado do processo o requerer.

Segurança

Em todos os casos, os intertravamentos de segurança não podem ser contornados (bypassados), exceto para manutenção, teste ou calibração.

1.7. Gerenciamento da Batelada

A função de gerenciamento da batelada ou controle da batelada é selecionar uma receita e a transforma em uma receita de controle executável. Esta função gerencia as fontes necessárias para a execução da batelada e inicia e supervisiona a execução da batelada. Esta função de gerenciamento da batelada também coleta e gerencia os dados da batelada.

A complexidade da função gerenciamento da batelada é altamente dependente das seguintes características do processo de batelada:

1. tipo de receita
2. número de produtos
3. tipo de equipamentos
4. caracter da planta
5. facilidades de fabricação
6. roteiro que a batelada segue através da planta
7. tipos de produção
8. modo de execução da produção

1.8. Planejamento

Planejamento (*scheduling*) é uma atividade que aceita entrada do plano de produção principal e desenvolve (baseado no algoritmo de programação ou baseada na experiência do planejador) um programa de produção, que tipicamente inclui:

1. quantidade a ser produzida
2. equipamento a ser usado
3. objetivos para o tempo de produção
4. disposição do produto
5. restrições das fontes

1.9. Equipamentos

Um controle de batelada pode ser considerado uma série ordenada de controles contínuos. Cada etapa de controle contínuo requer um controle regulatório. O equipamento para executar o controle regulatório, dentro do processo batelada, é o mesmo usado no controle regulatório do processo contínuo.

Além do controle regulatório, o processo batelada requer controle do intertravamento, controle da seqüência de operações e a coordenação do processo.

Intertravamentos

Os intertravamentos normalmente operam independentes das funções de seqüência e de controle regulatório. Os intertravamentos podem automaticamente

1. desligar a alimentação de vapor, em caso da temperatura atingir valores perigosos
2. desligar a alimentação de matéria prima, quando o nível atingir um ponto perigoso
3. iniciar a abertura de uma válvula quando a pressão atingir determinado valor perigoso.

Relé eletromecânico

Relé é um dispositivo, geralmente de operação eletromecânica, usualmente operado por uma mudança em um circuito elétrico de baixa potência para controlar um ou mais circuitos elétricos na saída. Relé é uma chave operada eletromagneticamente, usado para funções de computação ou lógica.

O relé é um magneto elétrico e o circuito elétrico é composto de um núcleo montado em uma armadura junto com um conjunto de contatos. Uma bobina com uma ou mais bobinas é montado em torno do núcleo. Se uma corrente elétrica , suficientemente alta, circula através do enrolamento da bobina, aparece um campo magnético, suficientemente poderoso, para atrair e alterar os contatos de saída. O movimento do núcleo é transferido para os contatos e, dependendo do tipo de contatos, o circuito associado é aberto ou fechado. As construções podem ter variações, mas o objetivo do relé é sempre abrir e fechar contatos, mudando o estado do circuito associado.

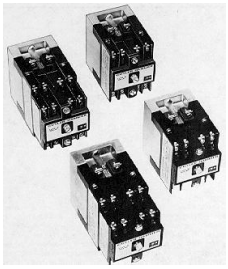


Fig. 11.1. Relé eletromecânico

O arranjo dos contatos é determinado pelo número e a seqüência do chaveamento binário a ser executado. Relés são disponíveis em muitas formas, com vários arranjos e números de contatos.

O relé não necessariamente é operado ou ativado pela corrente elétrica. Há relé que pode também responder a variação de resistência, temperatura, deslocamento, tempo, possibilitando assim, a resposta a variáveis de processo. Os contatos de um relé ativado podem ser usados em circuito

lógico para chavear um motor de bomba e abrir e fechar uma válvula, através de uma válvula solenóide.

Os relés são muito apropriados para funções simples de alarme, controle seqüencial e intertravamento.

Os relés temporizados são muito importantes, quer sejam mecânicos ou eletrônicos. Eles podem ser ajustados para atuar depois de determinados tempos, que variam de segundos a vários minutos.

O contador de pulsos eletromecânico é também muito usado, com a vantagem sobre o contador eletrônico de não perder a contagem em caso de perda de potência de alimentação.

Eletrônica a estado sólido

Com a chegada do transistor, apareceu a chave a estado sólido. Originalmente, o transistor foi usado como um amplificador, mas quando operado nos extremos, pode executar funções de chaveamento, sem mover os contatos. Como o relé, o transistor pode ter dois estados que podem ser controlados por uma corrente, que abre e fecha a chave transistor. As vantagens do transistor sobre o relé eletromecânico são:

1. não possuir peças móveis,
2. consumir menos potência
3. ocupar menos espaço
4. ter uma lógica mais transparente para o usuário.
5. ser capaz de realizar uma grande variedade de funções lógicas, tais como:
   a) inverter ou negar a entrada
   b) função AND (E) que gera um 1 se todas as entradas forem 1
   c) função OR (OU), que gera um 1 se alguma das entradas for 1
   d) a função NAND (NÃO E) que gera um 0 se todas as entradas forem 1
   e) a função NOR (NÃO OU) que gera um 0 quando ao menos uma entrada for 1.
   f) a função XOR (OU EXCLUSIVO) que gera um 1 quando uma e somente uma entrada é 1.
   g) função Schmitt-Trigger para transformar ondas em quadradas
   h) função temporizador, para atuar em função do tempo
   i) função contadora, para contar e acumular pulsos
   j) função geradora de pulsos.

Desde seu aparecimento, na década de 1960, estes blocos funcionais eram vendidos para realizar lógica para intertravamentos, partidas e paradas e controle seqüencial. A construção destes sistemas foi facilitada pela colocação das funções em cartões de tamanho padrão, que eram plugueados em armários e painéis cegos. Estes sistemas eram transparentes funcionalmente para os usuários e tinham uma fácil manutenção.

Sequenciador

Sequenciador é um dispositivo, que pode ter várias naturezas de operação e que executa uma série de funções e tarefas, sempre em uma seqüência fixa e programada. O primeiro sequenciador foi desenvolvido para tocar música, como em porta-jóias, na década de 1600.

De autômato de música, o sequenciador foi usado na indústria, para fazer operações cíclicas, de modo seqüencial. Em 1949, a Foxboro desenvolveu um sequenciador pneumático, para controle de compressor.

Depois apareceu o seqüenciador acionado por cams, para controlar velocidade de motores elétricos. As saliências da cam ativavam chaves, que ligavam ou desligavam motores elétricos.

O próximo sequenciador foi acionado por tambor, inicialmente para tocar música em órgão e depois, na indústria petroquímica e têxtil. Em 1968, a Foxboro desenvolveu um programador acionado por um cartão perfurado de papel, capaz de planejar sete funções.

A tecnologia seguinte se baseou em gráficos ou cartas plásticos, onde eram desenhadas linhas retas para definir o programa de controle a ser executado. Através de condução elétrica e detectores de fotocélula, o controlador executava diretamente o programa, gerando um sinal analógico de 4 a 20 mA. Estes instrumentos eram de natureza mecânica (a programação), embora já usassem a eletrônica no acionamento.

Mais recentemente, os sequenciadores se basearam em relés eletromecânicos, eletrônica a semicondutor e circuito

integrado. No final dos anos 1970, Honeywell desenvolveu um programador microprocessado, capaz de realizar programas complexos.

Controlador lógico programável

Em 1969 apareceu o primeiro Controlador Lógico Programável (CLP) e sua primeira aplicação foi na indústria automobilística. O CLP é aplicado industrialmente como uma alternativa moderna para os painéis de relés eletromagnéticos. O CLP atende uma necessidade da indústria de ter um sistema de controle que fosse facilmente programado e reprogramado na planta, por meio de uma linguagem acessível ao usuário. A programação ladder não requer um especialista de informática, mas pode ser feita facilmente por um instrumentista ou eletricista. Além disso, ele apresenta uma alta confiabilidade e ocupa pouco espaço físico.

Um CLP consiste basicamente de:

1. Módulos de entrada e saída (I/O) que são a interface com o processo a ser controlado.
2. Unidade de Processamento Central com memória para escrever e ler.
3. Fonte de alimentação para suprir potência para todos os componentes do sistema.
4. Programador onde o usuário final desenvolve o programa e depois carrega no CLP.

O CLP funciona

1. recebendo sinais do processo através dos módulos de entrada,
2. examinando os estados das entradas do processo, em uma varredura cíclica, e
3. baseando nestes estados, decide usar a lógica pré-programada para
4. atuar no processo, através dos módulos de saída.

As funções lógicas incluem:

1. portas lógicas booleanas: AND, OR, NOT, NAND, NOR,
2. contadores
3. temporizadores
4. comparadores
5. armazenagem retentiva
6. registros de desvios
7. emuladores de chave por passos.

A linguagem de programação pode ser:

1. diagrama ladder de relé (mais usado)
2. instruções de lógica booleana
3. linguagem de código mnemônico

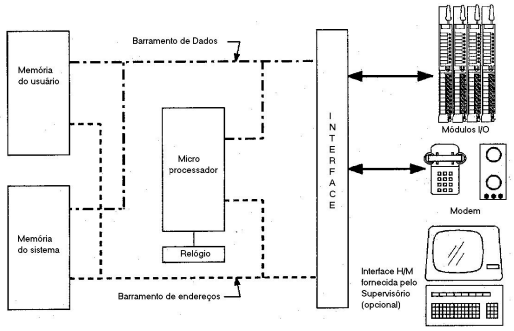


Fig. 11.2. Esquema básico de controle a CLP

A interface com o operador era, inicialmente, rudimentar e pobre, com chaves thumb wheel, botoeiras, chaves liga-desliga e lâmpadas piloto. Atualmente, o CLP é associado a computador pessoal (CP), onde se roda aplicativo supervisório e há a interface natural de monitor de vídeo com tubo de raios catódicos (TRC), teclado, mouse e track ball.

As características positivas do CLP são:

1. Facilidade de programação que usa conjunto pequeno de instruções, lógica ladder ou linguagem de lógica booleana.
2. Manipulação poderosa de entradas e saídas, em grande quantidade e com grande rapidez.
3. Conveniência para intertravamento lógico.
4. Boa repetitividade.
5. Conveniente para tarefas de controle seqüencial.

As características negativas são:

1. Limitação com linguagens de programa de alto nível, subrotinas e variáveis locais e globais.
2. Lógica de exceção pode ser cara.
3. Controle contínuo regulatório PID pode ser tedioso e caro.
4. Pouca flexibilidade para manipular dados e receitas de batelada.

5. Interface homem-máquina limitada, a não ser que seja combinado com um CP com controle supervisório.

Computador de controle de processo

Na década de 1960 foi usado o primeiro computador digital para controle de processo batelada. O computador, que continha um controle de seqüência codificada, foi usado principalmente para aplicação de processo batelada em que os diferentes produtos eram distinguidos por um conjunto diferente de parâmetros que podiam ser ajustados pelo operador. O controle contínuo PID era implementado no computador como controle digital direto, com reserva de controladores convencionais. Em caso de falha do computador, o operador podia atuar manualmente através dos controladores analógicos de reserva. As estações de operação eram pobres e forneciam pouco conhecimento do processo ao operador. O operador ainda usava e confiava nos instrumentos do painel convencional.

Um dos primeiros sistemas usados na Europa (1969) foi em uma planta de poliéster, usando um sistema Ferranti Argus 400 com um sistema operacional de tempo real proprietário. A instrumentação reserva era a eletrônica convencional, da Foxboro.

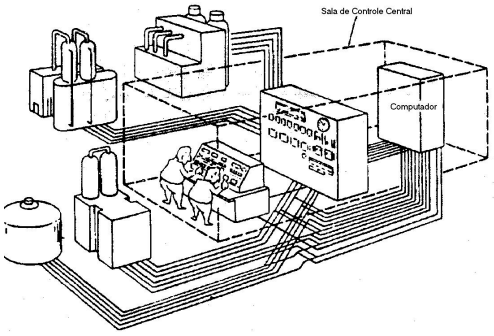
Na década de 1970 foi usado o computador Honeywell H316 com sistema operacional de tempo real para controle seqüencial.

Na década de 1980 apareceram os computadores dedicados, oferecidos como Sistema Digital de Controle Distribuído.

Um dos primeiros produtos no mercado foi o Provox Batch da Fisher. Em 1983 a Foxboro apresentava seu produto Easybatch rodando em seus computadores programáveis Fox 300 e Fox 1/A.

Atualmente, na década de 1990, a maioria dos grandes fabricantes de instrumentos oferece pacotes de batelada que suportam a maioria das funções de controle batelada, inclusiva a função de planejamento. Estes pacotes geralmente fazem parte do SDCD e são totalmente configuráveis pelo usuário.

Fig. 11.3. Esquema básico de controle DDC



Infelizmente, ainda há muita confusão na terminologia e nos conceitos de controle.

Houve uma mudança no ênfase da cultura faça você mesmo, dentro da indústria de processo, forçada pela falta de produtos convenientes dos fornecedores da instrumentação, para sistemas de controle de processo que sejam facilmente configuráveis pelo usuário e que requeiram pouco conhecimento em hardware e software.

Sistema de controle distribuído

O Sistema Digital de Controle Distribuído (SDCD) foi desenvolvidos na década de 1970, para substituir o sistema tradicional de controle analógico dedicado, que era usado naquele tempo, na indústria de processo contínuo. O controlador analógico consistia de um instrumento isolado (stand alone), geralmente montado na sala de controle junto a outros indicadores e registradores. A Honeywell foi a primeira firma a anunciar o seu TDC 2000, em 1975, que substituía com vantagens o ultimo sistema analógico, o SPEC 200, da Foxboro.

O SDCD combina várias malhas de controle em um controlador, tendo uma arquitetura dividida, onde o display é um console baseado em monitor de tubo de raio catódico (TRC), separado do painel do controlador.

Por exemplo, o sistema TDC 2000 possuía oito controladores regulatórios em seu Controlador Básico e 16 controladores regulatórios e blocos lógicos no Controlador Básico Estendido.

O console centralizado do operador incluía funções como: controle supervisório

da malha fechada, tendência em linha e aquisição de dados para tendências históricas.

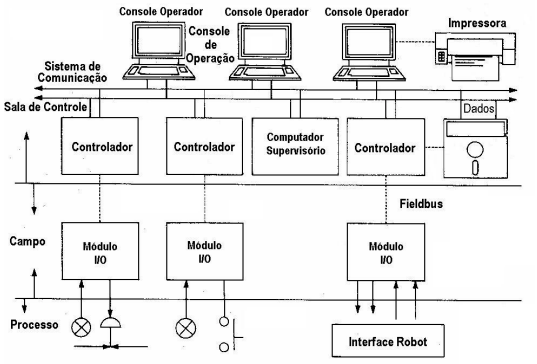


Fig. 11.4. Sistema de controle com SDCD

Os SDCDs evoluíram e passaram a oferecer ao usuário:

1. condicionamento e processamento de valores do processo
2. controle regulatório e discreto
3. capacidade de combinar estas opções em esquemas de controle poderosos
4. capacidades computacionais
5. escolha de técnicas de controle avançado
6. armazenamento de dados
7. capacidade de display com listas de alarmes, facilidades de relatório, tendências históricas
8. facilidade de comunicação poderosa
9. flexibilidade de redundância de equipamentos (módulos de entrada, controladores, fontes de alimentação, canais de comunicação ou combinação destas opções)
10. diagnose de falhas
11. capacidade de configuração de aplicação orientada por programa e acionada por menu.

Os procedimentos de partida e parada de processo batelada não eram feitos pelos primeiros SDCDs, pois eles eram dedicados a controle de processo contínuo. Quando se aplicava um SDCD para controle batelada, o operador fazia estas tarefas manualmente, usando o painel. Porém, com a evolução dos sistemas, eles passaram a ter aplicações em processo batelada. Em 1978, o sistema DCI 1000 da Fischer & Porter foi implementado na Europa, na indústria petroquímica, com capacidade de fazer programa seqüencial.

Para executar funções discretas do tipo batelada, os controladores a SDCD incorporaram um número crescente de funções discretas, que podem ser manipuladas por outros controladores supervisórios.

Fig. 11.5. Estação de operação típica do SDCD

Os principais vendedores de SDCD, (Foxboro, Honeywell, Yokogawa, Fisher-Rosemount, ABB, Bailey, Fischer & Porter, Moore, Siemens) tem pacotes de controle batelada incorporados aos seus sistemas.

Algumas características do SDCD são:

1. Conveniência para controle regulatório
2. Abundância de funções padrão disponíveis
3. Funções padrão implementadas em blocos constituintes que podem ser facilmente configurados pelo usuário.
4. Disponibilidade de linguagem de programação de alto nível
5. Possibilidade de redundâncias físicas e funcionais
6. Adequação para aplicações de controle batelada
7. Interface homem-máquina poderosa e amigável ao usuário.

Computador pessoal

O Computador Pessoal (CP) também deve ser considerado uma tecnologia viável e disponível para controle de processo e de batelada. Por muito tempo, o CP foi considerado impróprio para controle de processo, por causa de sua

suspeita pequena confiabilidade, mas atualmente o CP se tornou uma ferramenta útil para configurar SDCD e CLP e é largamente usado como uma plataforma para funções supervisórias de controle e para aquisição de dados do processo. Hoje, já são disponíveis pacotes de software para CP que fornecem ao usuário as funções de batelada, antes só disponíveis em SDCD.

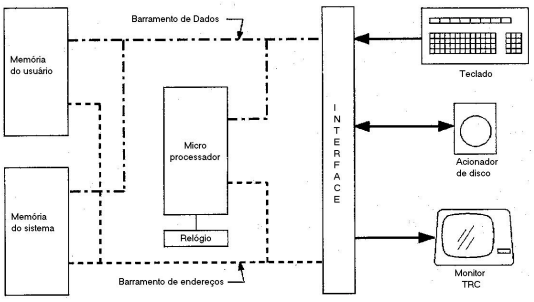


Fig. 11.6. Esquema típico controle com CP

Os pacotes de CP disponíveis comercialmente também fornecem as funções tradicionais de controle regulatório e as funções lógicas que, quando rodam em um sistema operacional de tempo real conveniente, podem ser aplicados para pequenos projetos.

Tendências

A tendência atual (1999) é integrar o CLP e o SDCD. As razões óbvias são para combinar o poder que o CLP tem de manipular com eficiência e rapidez as grandes quantidades de entradas e saídas discretas, provendo naturalmente uma lógica seqüencial e de intertravamento com o poder que o SDCD tem para fazer controle regulatório contínuo (PID), cálculos e algoritmos para controles avançados e as funções das camadas mais elevadas do controle hierárquico, tendo uma interface homem máquina flexível e poderosa.

Esta integração é também estimulada para preencher as lacunas de automação e o desejo de apresentar ao operador uma janela de processo uniforme. A integração do CLP com o SDCD geralmente envolve um CP, onde é rodado o programa aplicativo supervisório.

Para a integração de todos estes sistemas digitais de controle, devem ser tomadas as seguintes precauções:

1. As entradas e saídas devem ser intercambiáveis
2. O operador deve saber claramente se o sinal confrontado vem do SDCD ou CLP.
3. Deve haver uma interface de operador uniforme, especialmente para manipular alarmes e dados históricos.
4. Deve ser disponível uma manipulação de diagnósticos para manutenção apresentada e controlada de modo centralizado.
5. Devem ser integradas as funções e as facilidades de engenharia para evitar ferramentas separadas.
6. A comunicação peer-to-peer entre os controladores e blocos funcionais do CLP e o SDCD deve ser baseada preferivelmente em *nomes de tag*, para permitir a implementação de estratégias de controle tanto no CLP como no SDCD.
7. Os sistemas operacionais, aplicativos e o protocolo do sistema de comunicação digital devem ser abertos. Aberto significa que as interfaces de comunicação são padrão e facilmente disponíveis de vários fornecedores. Aberto também significa facilidade de conectividade entre os sistemas industriais e corporativos, dominados pela IBM, DEC e HP.

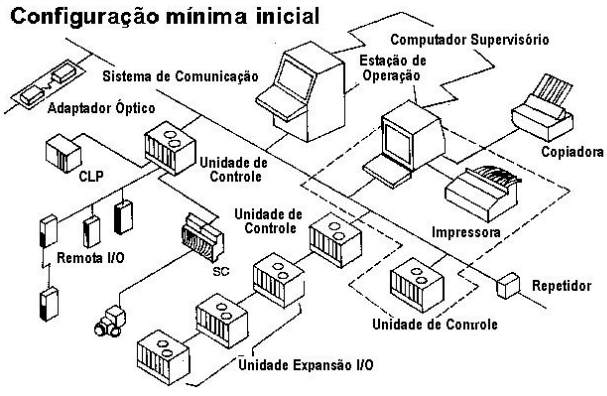


Fig. 11.7. Sistema integrado com SDCD, CLP e CP

1.10. Conclusão

Este capítulo apresentou ao leitor as funções de controle do processo batelada e sua história.

Ao longo do tempo, as funções de controle batelada foram gerenciadas para tornar possível sua automação, usando sempre a melhor tecnologia disponível, mecânica, elétrica ou eletrônica. A automação começou no nível regulatório e subiu na pirâmide hierárquica, sendo aplicada em controle seqüencial e avançado.

Vários dispositivos foram desenvolvidos para o controle seqüencial e de batelada, como sequenciadores e programadores, culminando no projeto e uso do CLP para fazer funções de controle batelada.

Atualmente, no fim dos anos 1990, a palavra chave é *comunicação* e a necessidade de se ter sistemas *abertos*. Os sistemas abertos permitem ao usuário integrar verticalmente e conectar seu sistema de controle de processo com o mundo de negócios corporativos, incluindo as partes de produção e logística. Os sistemas abertos permitem também a integração horizontal das aplicações industriais, através da conexão dos sistemas de controle regulatório, monitoração de alarme, sistema de laboratório, sistema de monitoração de máquinas rotativas, gerenciamento de inventário e logística e até os sistemas de manutenção, qualidade e documentação.

No futuro, os sistemas de controle de processo batelada serão facilmente aplicados pelo usuário e serão embutidos e ligados com os sistemas periféricos de informação baseados em tecnologia. Estes sistemas estarão de conformidade com as normas e terminologias desenvolvidas, tais como ANSI/ISA S88.01 e NAMUR NE 33.

2. Gerenciamento da Batelada

2.1. Introdução

Não é fácil projetar um sistema de controle de processo batelada para uso geral. Parece fácil no início, mas quando se examinam as exigências operacionais e funcionais, se vê que elas são mais complexas que a maioria das outras aplicações. De fato, o projeto de um sistema para controle de processo contínuo é relativamente mais fácil. O controle contínuo pode ser visto como uma parte de um controle de processo batelada.

2.2. Exigências

As exigências operacionais básicas são:

3. mover quantidades discretas (bateladas) de materiais através de equipamentos,
4. operar dispositivos nos equipamentos para criar as condições apropriadas do processo.

A **Fig. 11.8**. mostra uma batelada simples, constituída de um tanque, uma coluna, um funil e um reator.

Mas, na prática, as coisas não são tão simples. Usualmente, pode-se e deve-se fazer mais de uma coisa ao mesmo tempo. Por exemplo, enquanto se processa a batelada na coluna, pode-se encher o funil, para que os dois fluxos sejam combinados no reator.

A **Fig. 11.9** mostra os estágios sucessivos de três diferentes bateladas se movendo através da mesma célula do processo. Assim que a batelada 1 acabou no tanque e enquanto ela ainda está na coluna, a batelada 2 pode começar no tanque. Assim, quando a primeira batelada se move para o reator, a batelada 2 é movida para a coluna e a batelada 3 pode ser começada no tanque.

Finalmente, há aplicações onde se tem passos totalmente independentes ou até processos separados realizados simultaneamente. Nas **Fig. 11.**8 e **Fig.** 11.9, cada grupo representa um estágio diferente no mesmo conjunto de equipamentos. Na **Fig**.11.10, cada linha é um conjunto diferente de equipamentos e tem-se três bateladas, e cada um dos três processos é representado pelas áreas hachuriadas.

2.3. Funções Automáticas

Há quatro funções básicas executadas em um processo automático.

1. Monitoração
2. Controle Regulatório
3. Controle Seqüencial
4. Relatório

Monitoração

A monitoração envolve a varredura contínua de todas as variáveis (temperatura, pressão, vazão, nível e análise) e condições (válvula aberta ou fechada, motor ligado ou desligado) de processo. Os valores destas variáveis e as condições destes estados podem ser indicados.

A monitoração inclui também um sistema de alarme, para chamar a atenção do operador para condições anormais e o sistema de intertravamento e desligamento, para garantir a segurança da planta.

No nível de monitoração, os dispositivos envolvidos são as válvulas, motores, bombas. Os instrumentos incluem sensores, transmissores, indicadores, registradores e atuadores. O computador que monitora o processo periodicamente faz amostragem de todos os dados analógicos e digitais de todos os instrumentos do processo. Estas amostras de dados são convertidas para unidades de engenharia e armazenadas no arquivo de dados central. Verificações de validade são feitas na entrada dos dados para garantir que eles são precisos e verificações de exceção são feitas para detectar alarmes e volta ao normal, com mensagens apropriadas sendo mostradas no monitor ou impressas na impressora.

Assim que os dados atingem o arquivo central de dados, ele é condicionado para ser usado em níveis mais altos da hierarquia, como em controle regulatório.

A função de monitoração pode rodar sozinha como um sistema para aquisição de dados com geração de alarmes e relatórios ou como uma base para controle mais sofisticado.

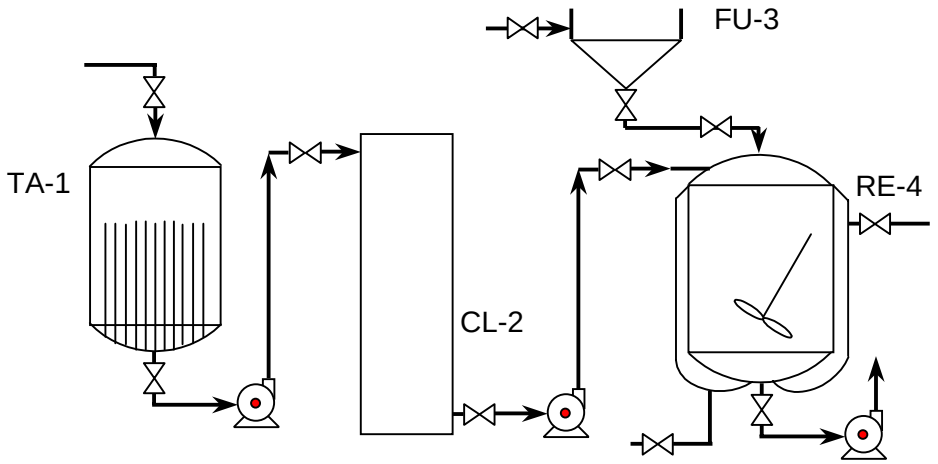
Controle Regulatório

O controle regulatório adiciona à monitoração a capacidade de controlar as variáveis do processo, comparando os valores correntes medidos com os valores ajustados ideais e tomando as ações corretivas apropriadas. Isto pode ser feito diretamente por instrumentos, com várias estratégias diferentes e usando várias tecnologias disponíveis comercialmente.

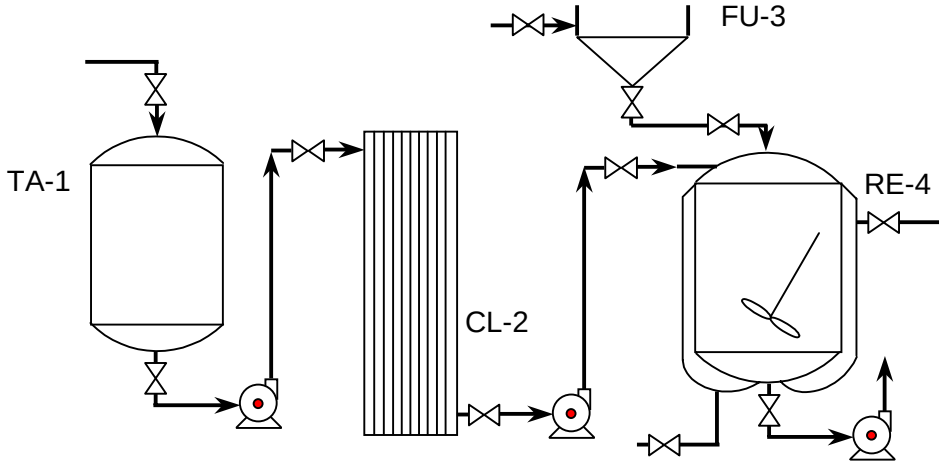
A função regulatório permite o controle direto das variáveis do processo, com instrumentos intervindo no processo. O controle de processo procura manter as variáveis do processo em valores constantes e iguais aos valores ideais, mesmo que esteja aparecendo distúrbios no processo tendendo afastar estas variáveis destes valores ajustados.

Assim que variáveis saem fora dos limites de controle, são gerados alarmes (que pertencem ao nível de monitoração).

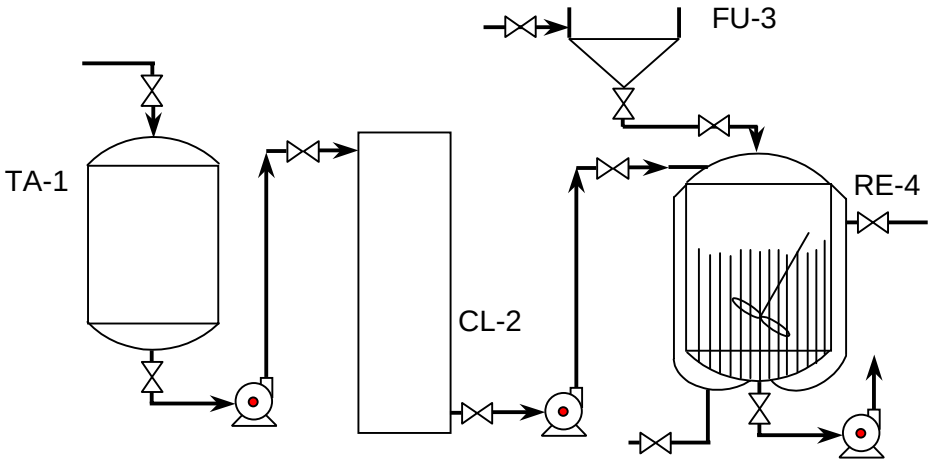
A função de regulação pode rodar junto com a de monitoração, para estabelecer um sistema de controle com capacidade de alarme e relatório e ambos podem suportar um sistema de controle seqüencial.



(a) Primeiro estágio: enchimento do tanque

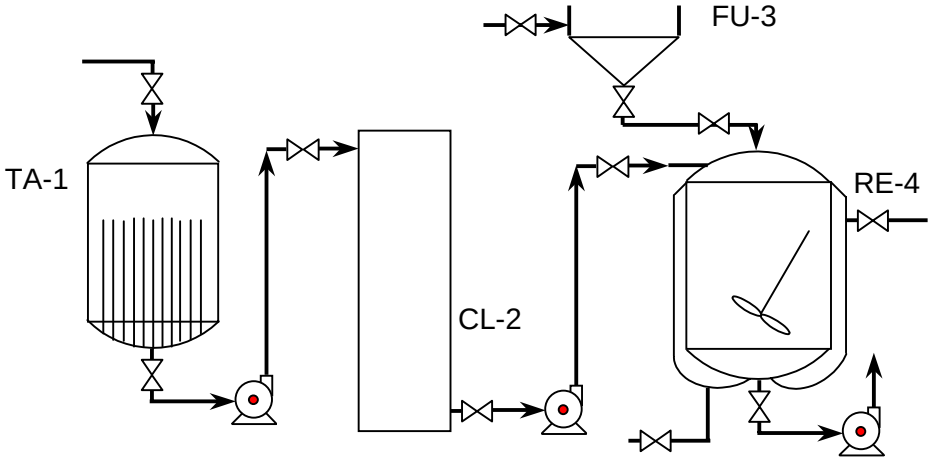


(a) Segundo estágio: enchimento da coluna

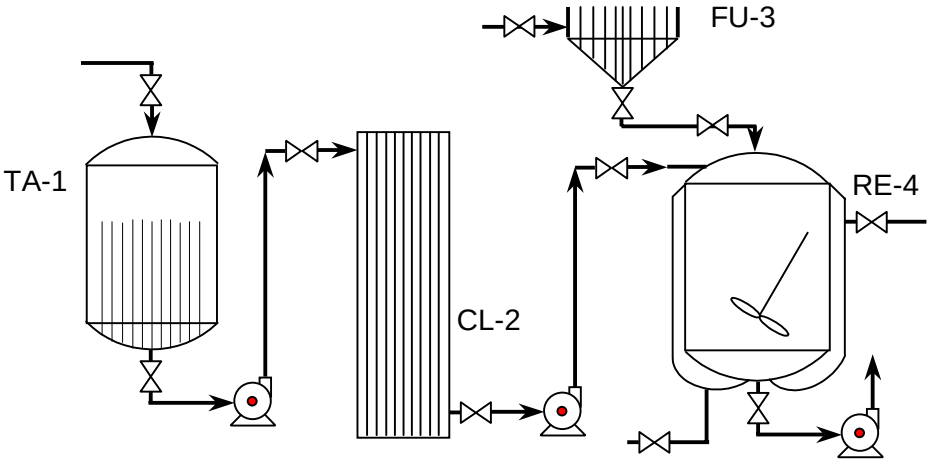


(c) Terceiro estágio: enchimento do reator

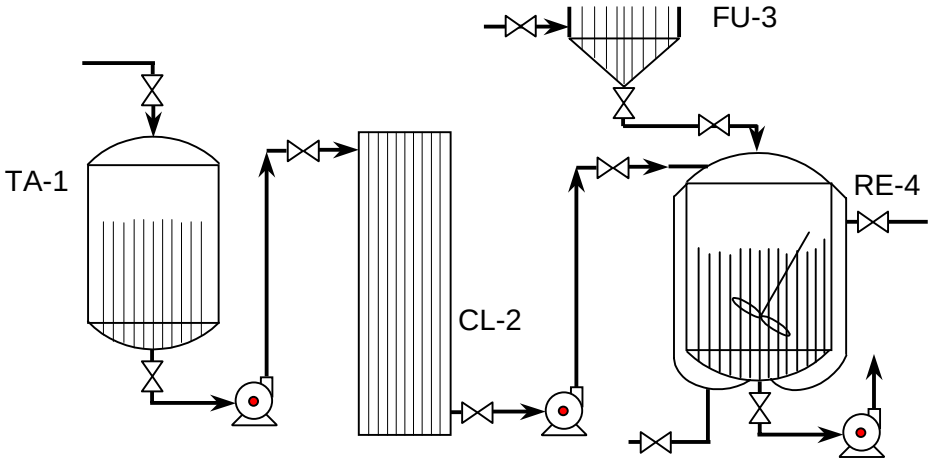
Fig. 11.8. Três estágios sucessivos de uma batelada simples



(a) Estágio 1: Tanque está enchendo



(b) Estágio 2: Tanque esvaziando enchendo a colune e funil cheio



(c) Estágio 3: Tanque, coluna e funil esvaziando e reator enchendo

Fig. 11.9. Sistema multibatelada

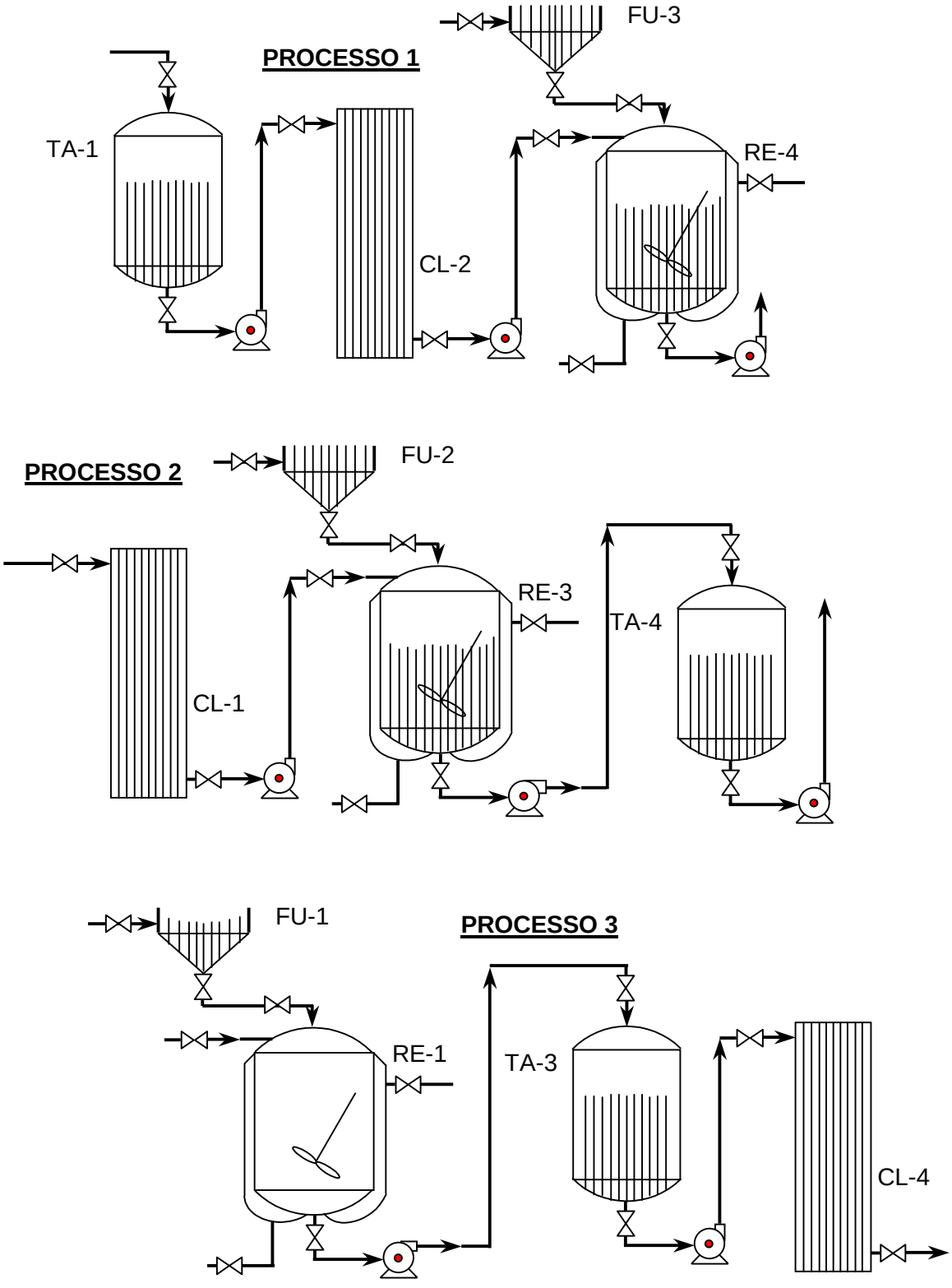


Fig. 11.10. Seqüência com vários processos multibatelada

Controle Seqüencial

O controle seqüencial adiciona a habilidade de seguir um conjunto predeterminado de instruções – uma folhe de batelada ou receita – para simultaneamente controlar processos múltiplos e independentes, cada um envolvendo múltiplas bateladas e várias atividades.

Uma folha de batelada é a receita manual do processo para o operador. Para operação automática, um programa supervisório rodado em um CP permite que vários processos rodem automaticamente na planta. O programa de sequenciamento, que é uma versão da folha de batelada ou receita para o computador, é preparada pelo engenheiro de processo usando linguagens de baixo nível de programação, que são as funções de monitoração e regulagem. O sequenciador rastreia o estado do programa, que conduz o processo através de sua progressão lógica, exatamente como faria um operador apertando botoeiras.

Interface do Operador

O sistema deve fornecer os registros permanentes de todos os dados e eventos pertinentes do processo.

Além das exigências operacionais e funcionais anteriores, há algumas exigências de gerenciamento que devem ser satisfeitas. O operador deve ter o controle total do processo, durante todo o tempo, mesmo quando o processo está sob o controle e sequenciamento automático dos instrumentos ou do computador. A partir do console, o operador pode se comunicar com o computador usando o monitor de vídeo (TRC), teclado, mouse, track ball, toque na tela e impressoras. Ele pode controlar todas as funções de monitoração, controle regulatório, controle seqüencial e relatórios.

O operador pode fazer uma infinidade de tarefas. Na monitoração, ele pode estabelecer os limites de operação e segurança do processo, além dos quais o sistema deve alarmar ou desligar o processo.

Para fazer o controle regulatório, ele pode estabelecer para o computador quais condições devem ser monitoradas ou reguladas

Na função de sequenciamento, o operador pode chamar o programa automático sequenciador e tomar o status de cada batelada sob controle automático, parando ou partindo muitos ou todos os programas de qualquer passo do processo.

No relatório, o operador pode prover informação necessária ao computador para a tomada de decisões ou pode pegar dados numéricos para uso de cálculos ou relatórios em linha.

Todas as ações que o operador toma através do TRC podem ser registradas de modo permanente e recuperadas, quando necessário.

Todas estas tarefas podem ser feitas no monitor. Se o console tem mais de um monitor, o operador pode fazer vários coisas simultaneamente, como processar a informação mostrada na tela e mostrar a lista de coisas pendentes no computador e uma terceira tela pode estar disponível para os comandos do operador.

Fig. 11.11. Interface com operador a TRC

Se há mais de um console, dois ou mais operadores podem compartilhar o trabalho. Cada operador pode ter uma determinada responsabilidade para processos diferentes. Algumas informações pode estar disponíveis apenas no monitor do supervisor.

Se programado, o operador pode operar toda a planta através de seu console,

abrindo e fechando válvulas, ligando e desligando motores e posicionando válvulas.

A interface homem máquina é um meio conveniente do operador se comunicar com o processo, através do computador. Do lado humano da interface, tem-se estação de operação com monitor, teclado, mouse e impressora. Este equipamento permite a visão rápida e fácil das condições do processo, comunicação com o computador e geração de relatórios. Do lado do computador da interface, há um sistema de programas projetados para convertes as entradas do operador para uma forma usável no computador e para converter a informação do computador para uma forma usável pelo operador. Assim, a interface de console permite o operador dirigir o computador de certo modo predeterminado que ira modificar o comportamento do sistema de modo previsível. Por exemplo, se o operador quer mudar o valor do alarme de alto de uma temperatura, ele diz ao computador que ele quer fazer isso, o computador solicita o novo valor, verifica se é razoável e válido (e.g., não se pode ter um alarme de 120 ^{o}C se a faixa de medição é de 0 a 100 ^{o}C) e, se ele é razoável, o novo limite de alarme de alto é convertido para um formato de computador e armazenado no arquivo de dados central. A partir daquele momento, a função de monitoração irá usar este novo valor para alarmar a temperatura.

Receita

Receita é uma coleção de informação que define as matérias prima, equipamentos e procedimentos requeridos para produzir um determinado material processado de batelada acabada. Os testes para completar com sucesso o processamento do produto e os critérios de aceitação são também parte da receita. Na receita, estão incluídos as quantidades e valores alvo para o produto desejado.

Geralmente quem cria o produto e define o processo batelada é o químico. Na realidade, o criador da receita pode ser um farmacêutico, cozinheiro, padeiro, cervejeiro ou qualquer pessoa envolvida no desenvolvimento de fontes para fazer determinado produto. Em geral, esta pessoa é responsável pelos procedimentos de pesquisa e desenvolvimento.

Tipicamente os passos para definir uma receita são:

1. Um químico desenvolve o processo no laboratório ou na planta piloto, através de uma receita geral.
2. Um engenheiro produz uma receita local da receita geral do químico.
3. O engenheiro de controle adapta a receita local para adequar ao equipamento específico da planta, criando uma receita mestre.
4. O operador ajusta a receita mestre para fazer uma batelada específica, criando uma receita de controle.

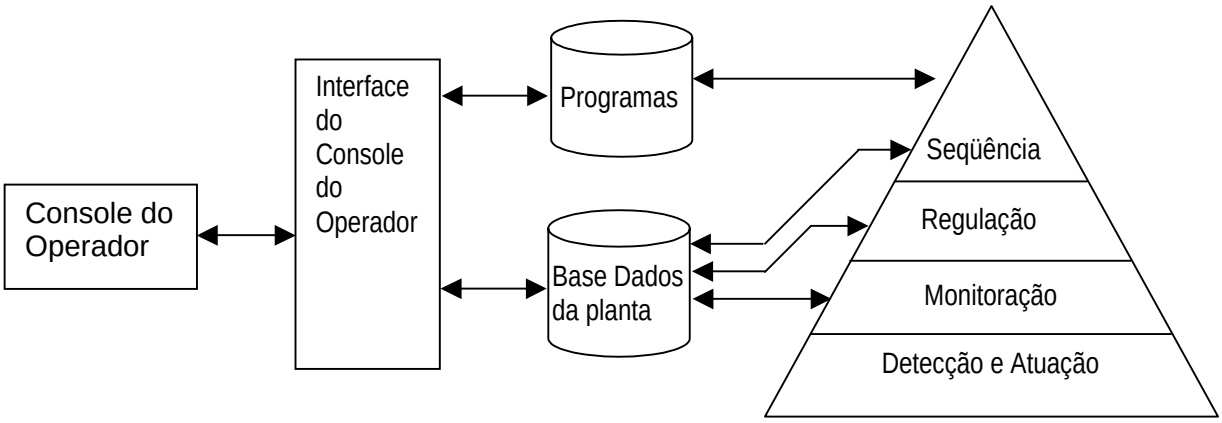


Fig. 11.12. Níveis hierárquicos de controle

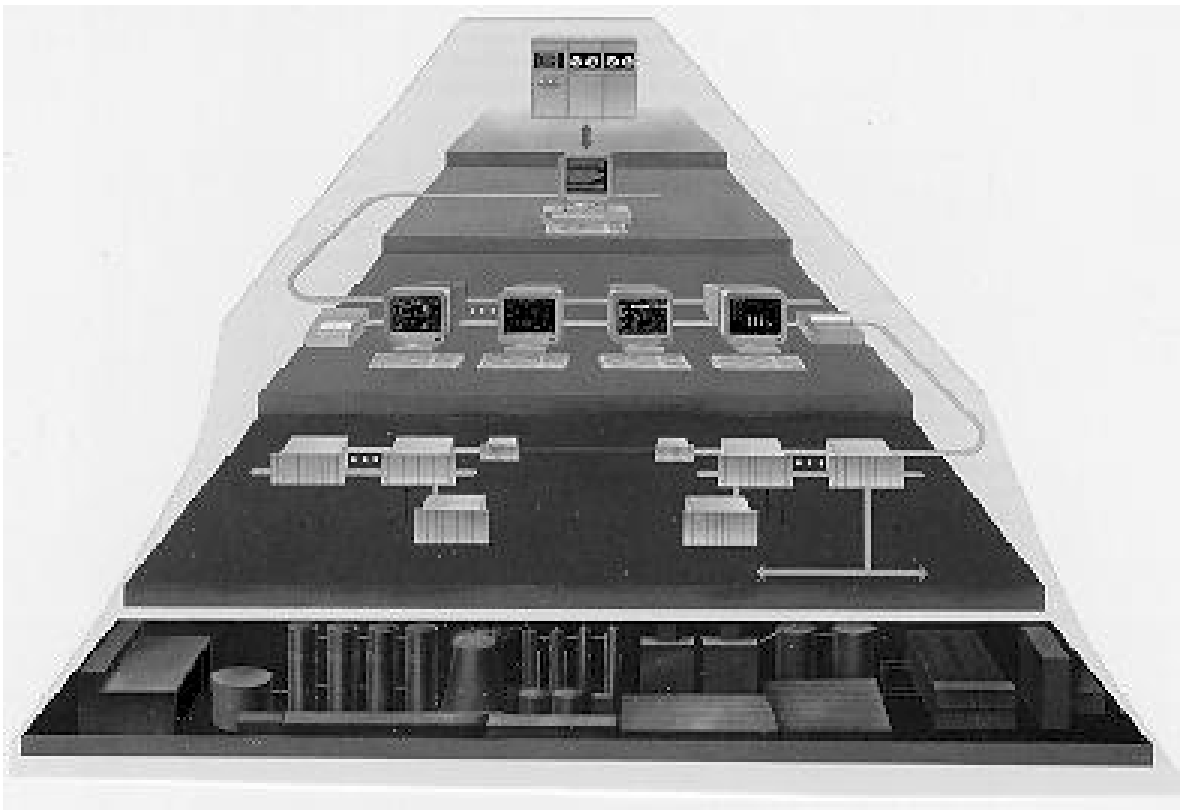


Fig. 11.13. Instrumentação para diferentes níveis hierárquicos de monitoração e controle

3. Controle da Batelada

3.1. Introdução

Há duas técnicas básicas e diferentes para controlar um processo batelada:

1. controle seqüencial temporizado
2. controle acionado por eventos

3.2. Controle de batelada seqüencial temporizado

Esta técnica de controle batelada envolve a execução de tarefas específicas baseadas apenas no tempo. O pessoal de pesquisa e desenvolvimento e o engenheiro de aplicação elaboram uma seqüência correta com tempos determinados para fazer um produto repetitível. Esta técnica pode ser usada quando não se tem reação exotérmica ou outra condição perturbadora que possa causar resultados indesejados. Geralmente inclui as funções de misturar, mexer, agitar e fundir. O tempo de cada passo da seqüência é estabelecido pelo engenheiro de aplicação, determinando o tempo requerido de exposição, máximo e mínimo, requerido para a repetição. O tempo depende também do tipo e limitação do equipamento usado na batelada.

Seqüência manual

Seqüência manual é aquela em que os vários passos seqüenciais são executados com intervenção do operador do processo. A seqüência manual pode ser feita quando não há problemas de segurança envolvidos e o erro do operador resulta apenas em produto fora de especificação.

Seqüência autônoma

Seqüência autônoma é a que requer a intervenção do operador para iniciar cada passo individual da seqüência. A duração de cada passo é automática. Geralmente é aplicada em misturas simples de vários componentes para obter um produto simples. A adição e manipulação são programadas e somente requer a supervisão do operador, que verifica se cada passo autônomo é feito satisfatoriamente e inicia o próximo passo independente. Esta técnica é usada quando não se tem risco de segurança ou poluição.

Seqüência integrada

Seqüência integrada possui processos que são controlados do início ao fim pela partida e termino de cada passo autônomo da seqüência temporizada automaticamente. Um operador é requerido para garantir que todos os materiais e utilidades estão disponíveis antes de iniciar o sistema de controle da seqüência. Assim que o processo parte, ele continuamente adiciona, mistura, aquece ou resfria em tempos predeterminados. O operador supervisiona o processo e verifica se o equipamento utilizado em cada passo autônomo está funcionando corretamente. Uma das responsabilidades do operador é verificar que o controle automático funciona corretamente e fornecer o nível apropriado de controle para todos os passos autônomos sequenciados.

3.3. Controle acionado por eventos

Esta técnica de controle batelada envolve fazer tarefas específicas baseadas na ocorrência de certos eventos do processo. Estes eventos indicam ao operador ou ao sistema de controle que uma tarefa específica deve ser feita. A receita determina quais são estes eventos e quais as ações a serem tomadas. A seqüência apropriada destes eventos específicos também é determinada para se obter um produto repetitível. Esta técnica é aplicada principalmente em processos onde há reações exotérmicas ou qualquer outro distúrbio que possa causar resultados indesejados.

Uma exigência fundamental para operar com sucesso um processo de controle de batelada acionado por evento é instalar e manter os instrumentos corretos.

Eventos do processo

O processo de controle batelada acionado por evento inclui as funções de transferência e mistura de materiais, aquecimento e resfriamento e diluição para obter um resultado desejado. Este resultado não é previsível em um sistema de referência de tempo e requer a monitoração das variáveis do processo como vazão, nível, temperatura, pressão, análise e pH. O início e fim de cada passo dependem de valores destas variáveis de processo ou da ocorrência de determinada condição. Um processo acionado por evento requer proteção ambiental, segurança do pessoal, consistência do produto e produtividade.

Para a seleção correta dos instrumentos de monitoração e controle, deve-se entender a dinâmica do processo que determina se um dispositivo pode fornecer a qualidade desejada da medição. Estas condições de processo incluem: faixa de temperatura, umidade, vibração, corrosão (interna e externa), qualidade da alimentação de potência, qualidade do ar de instrumento, limpeza dos materiais do processo, revestimento do processo, interferência eletrostática e de rádio freqüência.

4. Automação da Batelada

4.1. Introdução

Virtualmente, todo processo de batelada é automatizado, em algum grau. A automação pode variar de um processo controlado manualmente com ajuda de poucos sensores até controle com computador através de software sofisticado e muitos sensores e instrumentos de análise.

Mesmo nos casos em que o controle é manual, são usados sensores para informar o status do processo ao operador, tais como aquecimento, mistura ou transferências de produtos entre vasos. Mesmo uma ação manual é feita com o operador se baseando em indicações. Assim, os sensores representam a base e a parte mais crítica da automação do processo batelada.

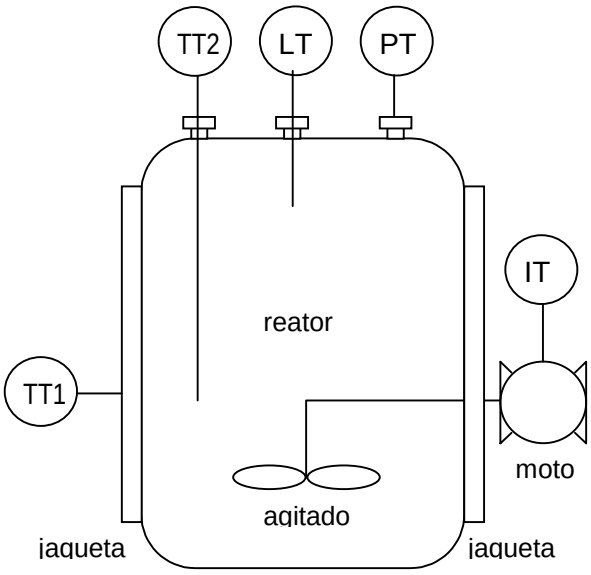


Fig. 11.14. Reator com medições da
Temperatura da jaqueta (TT1)
Temperatura do reator (TT2)
Nível do reator (LT)
Pressão do reator (PT)
Velocidade, através da corrente do motor (IT)

4.2. Medição das variáveis

O coração do processo batelada é um reator. Geralmente o reator é revestimento internamente com vidro para suportar os agentes corrosivos, é equipamento com um agitador e possui uma jaqueta envolvente para aquecimento e resfriamento.

As variáveis medidas geralmente incluem a temperatura e pressão no reator, temperatura na jaqueta, nível do fluido dentro do reator.

Temperatura e nível são os mais importantes, porque a agitação, aquecimento e resfriamento à pressão atmosférica são as operações mais freqüentes no reator. A velocidade do agitador, as vazões de entrada e saída e as propriedades dos produtos da reação (pH, densidade, viscosidade, cor) são detectadas para o controle eficiente do reator, mas estas medições não são essenciais para todas as operações. A **Fig. 11.**14. mostra o reator com os principais sensores.

Temperatura

Geralmente, a medição de temperatura não é difícil. O sensor mais usado é o detector de temperatura a resistência (RTD) com um transmissor eletrônico. O RTD é muito preciso e, diferente do termopar, não requer fiação especial.

O sensor de temperatura é protegido de dano mecânico ou corrosão por um bulbo, que é colocado dentro de um poço, por conveniência de processo. Mesmo que o reator tenha um número limitado de bocais no topo, um destes bocais é dedicado ao sensor de temperatura.

Se o reator contem tão pouco líquido que ele deixa de cobrir o sensor de temperatura, o sensor pode ser montado em uma saída do fundo. O sensor é montado através de uma válvula com passagem plena. O aterramento do sensor de temperatura e do transmissor deve ser analisado, e feito, se necessário mas sempre corretamente.

Nível

A medição de nível no reator é muito mais complicada que a da temperatura. Os motivos das complicações são:

1. as propriedades (densidade, condutividade elétrica) das quais o nível é inferido variam muito, por causa da variação da temperatura e da composição do produto.
2. dificuldades elétricas e mecânicas de instalação, provocadas pela existência do agitador, geometria do tanque

A agitação violenta que ocorre dentro do reator requer um sensor de nível robusto e que produza um sinal válido, mesmo com os redemoinhos, ondas, espumas na superfície do topo. Às vezes, o sensor interno e o transmissor montado externamente ao reator devem também ter classificação elétrica especial para atender as exigências da classificação da área. Os sensores de pressão e temperatura são mais autocontidos que os de nível.

Por isso, é difícil escolher o sensor de nível. O sensor que atende uma aplicação pode ser incompatível com outra aplicação. O sensor típico é o de pressão diferencial, desde que a densidade do produto seja constante. O sensor capacitivo requer uma ancoragem por causa da agitação. O sensor ultra-sônico não suporta a alta temperatura existente. Pode-se usar células de carga, para inferir nível do peso, mas as instalações complexas as tornam caras.

A escolha do sensor de nível deve ser feita cuidadosamente, considerando todos os parâmetros da seleção:

1. metalurgia e configuração do reator,
2. faixas de pressão e temperatura do processo,
3. características do líquido,
4. natureza da agitação,
5. classificação da área,
6. práticas de manutenção

Pressão ou vácuo

A medição de pressão e vácuo é a mais fácil e direta possível. A presença de vapores corrosivos pode requerer o uso de selo (diafragma)

Vazão

As medições da vazão de entrada e de saída também não apresentam problemas. O cuidado mais importante está relacionado com o fluido e não com o medidor. Deve-se garantir que o fluido tenha uma única fase (liquida, gás ou pó). A especificação do medidor depende do tipo do fluido, faixa de medição, viscosidade, densidade, precisão requerida, corrosividade. Atualmente, é muito comum o uso de medidores mássicos de vazão.

Análise

Além das medições das variáveis clássicas de temperatura, nível, pressão e vazão, o controle de um processo batelada pode requerer ou ser ajudado pelo conhecimento de outras variáveis, que são mais difíceis de serem detectadas diretamente, como pH, análise, umidade. Antigamente, estas variáveis eram determinadas no laboratório, fora da linha do processo. Atualmente, elas podem ser medidas, com precisão, em linha.

Esta tendência de usar transmissores e indicadores de análise em tempo real é suportada pelo avanço da tecnologia (advento do microprocessador eletrônico), pela diminuição dos preços dos instrumentos e pela simplificação de operação e manutenção destes instrumentos. O analisador (este termo é infeliz, mas mesmo assim o autor o usa) em linha e tempo real substitui a seqüência tradicional de

1. fazer amostragem do processo
2. levar amostra para o laboratório
3. fazer a análise no laboratório
4. levar de volta para o processo o resultado da amostra (às vezes, a batelada já acabou).

Para o processamento da batelada, é muito desejável ter instrumentos de análise (este é o nome mais apropriado para o analisador) que não requeiram sistemas complexos de amostragem, invólucros separados ou a atenção constante do pessoal de manutenção. Os transmissores de pH, condutividade elétrica (ou resistividade) e densidade já são simples. Os mais complicados e que requerem sistemas de amostragem e algum condicionamento do fluido, são os que envolvem medição de cor, umidade, propriedades espectrográficas (a base de ultravioleta e infravermelho).

Os instrumentos de análise mencionados até agora podem, isoladamente ou em conjunto, ser usados em qualquer passo de um processo de batelada. Alguns processos requerem instrumentos muito específicos e especiais, tais como indicador de conteúdo de oxigênio, consistência, crescimento e densidade de célula em biotecnologia.

4.3. Instrumentação Modular

Embora o reator seja o centro da operação de batelada, outros equipamentos de processamento são usados, tais como filtros, colunas de distilação, secadores, cristalizadores. Estes equipamentos, como o reator, também requerem sensores e instrumentos de análise.

A instrumentação destas unidades, porém, estão sendo simplificadas, pela tendência nas industriais orientadas para batelada, a empregar equipamento tendo um projeto padronizado que adota uma filosofia modular. Cada extrator jaquetado com vapor, por exemplo, poderia vir junto com seu agitador, totalizador de vazão nas tubulações de reagente, monitor de nível, controlador de temperatura, regulador de pressão em linha de gás inerte e uma válvula de segurança. Com estes tipos de instrumentos padronizados e disponíveis em pacote, as únicas escolhas a fazer envolvem o tamanho dos equipamentos e a metalurgia.

Esta padronização permite o enfoque de combinar e encaixar qualquer módulo em qualquer batelada. Os módulos são montados ou combinados através de conexões flexíveis e distribuidores extensivos. O uso deste enfoque modular, em vez de construir ou adaptar uma planta para cada nova linha de produto dá ao processo de batelada mais flexibilidade e versatilidade em atender as condições dinâmicas de mercado.

4.4. Controle de Batelada

Além das funções de sentir e analisar, a outra grande componente da automação é a função controlar. O controle de batelada, independente do processo envolvido, tem todas as características da receita usada para fazer uma comida. O controle de batelada é uma seqüência cronológica de eventos ou ações, cada uma representando um passo finito. O controle é registrado como uma receita: com os ingredientes (reagentes) e equipamentos usados especificados *a priori*, cada passo definido por uma duração, temperatura, pressão e outras variáveis. O registro é chamado de folha da batelada.

Antes de se tornar um documento oficial compreensivo com várias páginas, uma folha de batelada deve ser revista constantemente. A revisão deve cobrir as especificações dos vários eventos e ações, sua seqüência, quem deve executá-los, o nível de supervisão e outras tarefas similares. Uma vez consensada, a folha de batelada se torna a base para operar todas as bateladas sucessivas de um dado produto. Nas indústrias farmacêutica e alimentícia, esta folha de batelada pode se tornar uma parte integral da documentação para determinado produto ou alimento fabricado.

As folhas de batelada formam a base para o controle de produção, independente da automação envolvida. O que pode variar é a confiança nos instrumentos de monitoração e o grau de intervenção humana versus do computador.

Em um extremo, todos ou a maioria dos passos são feitos de modo manual. Isto é encontrado apenas em processos muito simples, com poucos passos. O reator é carregado com reagentes manualmente, com um bomba. Válvulas são abertas ou fechadas manualmente. O nível é medido por uma régua, através do topo do reator. O fim de um passo é determinado subjetivamente pelo operador, que pode olhar uma janela transparente ou cronometrar um tempo. Algum instrumento de indicação ou controle pode ser empregado, montado no topo do reator.

Mais comum, é um processo batelada semi ou totalmente automático. Aqui o controle e monitoração podem variar de instrumentos pneumáticos ou eletrônicos dedicados, para painéis de controle locais ou sistemas digitais distribuídos (controladores lógico programáveis, sistema digital de controle distribuído, computadores pessoais rodando aplicativos).

Na operação de batelada semi-automática baseada em painel de controle centralizado, os painéis possuem botoeiras para ligar agitadores, válvulas solenóides, bombas e outros equipamentos. Tais operações remotas são necessárias em caso de válvulas grandes e inacessíveis, processos com produtos tóxicos ou com substâncias perigosas. Entre as válvulas candidatas à automação, estão a válvula de saída de fundo, as válvulas de alimentação, as válvulas entrada-saída para passar o fluido de aquecimento ou resfriamento para a jaqueta. Os painéis podem contem ainda: alarmes, indicadores remotos, algum controlador analógico e estações de liga-desliga para bombas de transferência.

Em operações totalmente automáticas, são utilizados CLPs, CPs com aplicativo supervisório ou controladores digitais single loop, quando a aplicação possui até 500 pontos de entrada e saída de controle.

Estes sistemas baseados em microprocessador, que cada vez mais custa menos e tem maior capacidade, são muito confiáveis, empregam uma variedade de programas aplicativos já aprovados e podem ser usados, com algumas salvaguardas, em locais classificados e agressivos. A maioria destes sistemas possui uma interface homem-máquina muito amigável, geralmente com monitores de vídeo a tubo de raio catódico (TRC). Instrumentos virtuais podem simular as partes frontais de instrumentos convencionais.

Estes sistemas são apropriados para atualizar sistemas existentes manuais ou semi-automáticos. Sua operação não requer sala de controle tradicional, que pode não existir nestas instalações antigas.

A automação completa de grandes operações de batelada geralmente empregam sistema digital de controle distribuído (SDCD). Embora os SDCDs tenham aparecido na década de 1970, seu uso em batelada é recente. Os primeiros SDCDs foram usados em grandes complexos petroquímicos e grandes refinarias de petróleo, que empregam controle contínuo.

Posteriormente, os fabricantes de SDCDs desenvolveram programas aplicativos para processo batelada. Antes, foi necessário o desenvolvimento de uma linguagem orientada para batelada. O desafio foi combinar as instruções do controle seqüencial com os elementos do controle contínuo. Outras temas foram:

1. programação da batelada para otimizar o uso do equipamento
2. manipulação de receitas
3. rastreamento da batelada
4. coleta e relatório dos dados
5. alarme efetivo
6. interface amigável de operação, incluindo mensagens interativas, procedimentos em linha, intervenção do operador.

4.5. Característica da Instrumentação

Devido a natureza descontínua dos processos bateladas, o seu controle pode ser facilmente dividido em partes discretas, que são depois arranjadas em ordem hierárquica. Isto pode ser visto na **Fig. 11.**14, que ilustra a maioria dos componentes de um processo batelada.

1. A ação mais baixo nível é chamada de **instrução** (*statement)*.
2. Várias instruções formam um **passo** (*step*).
3. Vários passos compõem uma **fase**.
4. As diversas fases podem ser combinadas em uma **operação**.
5. Finalmente, uma seqüência de operações constitui uma **batelada** (*batch*).

A semântica pode variar de aplicativo de sistema de controle para outro, mas o conceito usualmente segue a descrição acima e a ordem segue intuitivamente as tarefas feitas pelo operador.

O formato pode variar muito: de tabelas lógicas para diagramas de bloco e tabelas verdade e de diagramas seqüências de tempo para linguagem de alto nível.

Uma receita é uma coleção de informações que converte uma seqüência genérica de operações de batelada em um programa para fazer um determinado produto. As receitas podem ter um formato de tabela, com as entradas especificando as quantidades de reagentes, duração de diferentes operações e outras variáveis.

Em uma planta verdadeiramente modular, pode não ser suficiente personalizar uma seqüência de operações com as quantidades de ingredientes atribuídas. É necessário, também, que o equipamento esteja conforme cada batelada. Esta alocação de equipamento é a principal tarefa de um planejador ou programador (*scheduler*),q eu pode funcionar automaticamente em sistemas altamente desenvolvidos de controle de batelada.

O planejamento de uma batelada incorpora informação sobre as unidades de processamento, tempo, quantidades de produtos finais, fontes compartilhadas (e.g., solvente em um tanque de alimentação). Ele usa programação linear para otimizar o uso do equipamento e maximizar a produção. Uma vez que uma receita está relacionada com a informação do processo, um planejador se preocupa com os equipamentos. Ao lado da receita e do planejamento, outro importante aspecto da batelada é o rastreamento (*tracking*), que consiste de documentar o curso de uma batelada, do início ao fim.

Em resumo, a relação entre estes vários elementos do programa aplicativo da batelada pode ser estabelecida assim:

Uma seqüência de batelada específica é criada, superpondo uma receita em um programa aplicativo de batelada, com uma entrada de um programa de planejamento. A implementação desta seqüência será rastreada através de toda batelada.

Detalhes da linguagem de batelada, manipulação da receita e planejamento da batelada pertencem ao domínio do

engenheiro de sistema, e o operador da planta não precisa estar relacionado com estes detalhes. Porém, a representação visual efetiva do controle de batelada em uma interface de operação é muito importante. a qualidade desta *janela para a batelada* é o que pode eventualmente ajudar ou atrapalhar a execução correta do controle batelada.

O progresso de uma batelada controlada por um SDCD pode ser visto em um display gráfico dinâmico que simboliza um plano de fluxo e mostra mensagens anunciando vários passos, fases, operações e batelada. Valores associados com qualquer malha de controle contínuo PID (Proporcional Integral Derivativo) dentro do sistema podem também ser parte de tal gráfico. Mensagens orientando o operador para inicializar uma ação pode aparecer em uma área projetada do monitor. Finalmente, deve haver alarmes ativos independentes do display mostrado na tela.

Entre as características que diferenciam o SDCD para batelada do SDCD para processo contínuo é a necessidade de coletar e relatar todos os parâmetros do processo em uma base *por batelada*. O SDCD deve rastrear lotes de matérias prima e quantidades usadas por cada batelada. Todos os dados devem ser facilmente arranjados em diferentes relatórios, e.g., relatório da batelada final, relatório dos status da batelada, relatório dos desvios finais, relatório dos status da planta. As variáveis de tendência para várias bateladas devem ser armazenados e recuperados para comparação e análise em uma tela do SDCD e transportáveis para computadores.

4.6. Características desejáveis

A instrumentação usada para controlar uma planta de processo batelada, que faz vários produtos e tem mais de 2000 pontos de entrada-saída de controle, é certamente modular. Para uma planta com estas características, é preciso um sistema de comunicação digital entre os instrumentos montados remotamente em várias unidades, de modo que é necessário as seguintes facilidades:

Base de dados global
Linguagem de alto nível
Intertravamentos
Validação
Documentação
Módulos I/O remotos
Interface de calibração
Capacidade CIM

Base de Dados Global

A base de dados global permite o acesso da informação em qualquer ponto do sistema sem necessidade de programação adicional. Todos os pontos são acessíveis instantaneamente para quaisquer programas ou intertravamentos sem interfaces para qualquer dispositivo no barramento de dados.

Linguagem de alto nível

Uma linguagem de alto nível, parecida com inglês, é preferível a qualquer outro programa. Um programa de batelada em linguagem de alto nível permite ao operador seguir manualmente passo a passo, através das linhas de uma seqüência, tornando a pesquisa de defeito e a eliminação de bug mais fácil.

Durante esta avaliação, os usuários se familiarizam com a linguagem e entendem as implicações de diferentes instruções em si. Questões detalhadas precisam ser colocadas acerca de tais assuntos como o planejador da batelada, como tratar as fontes compartilhadas, como várias bateladas podem ser rastreadas ao mesmo tempo na tela, qual relatório está disponível e como os dados do arquivo podem ser carregados.

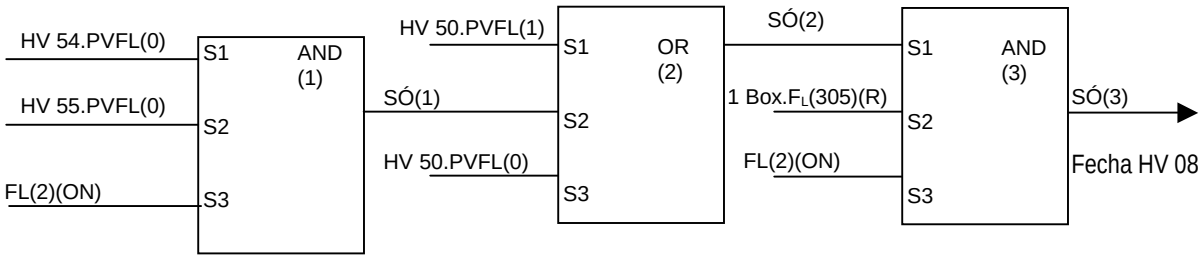


Fig. 11.15. Tabela lógica empregando portas OR e AND, flags de programas (F_L) e status das válvulas liga-desliga (fechada = 0 e aberta = 1).

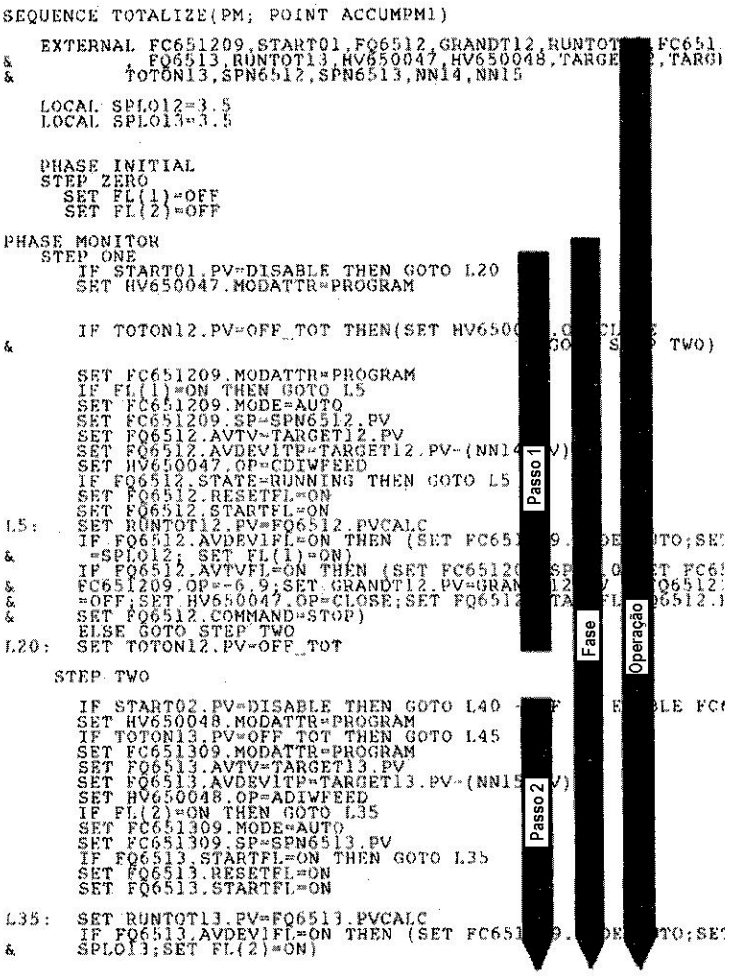


Fig. 11.16. Um programa de batelada dividido em **operações**, que consistem de **fases**, que incluem **passos** e cada passo é constituído de **statement.**

Intertravamentos

A linguagem de batelada de alto nível não deve ser usada para atuar intertravamentos, especialmente os de segurança. Em vez disso, deve usar programas de baixo nível e resposta rápida baseados, por exemplo, em diagramas ladder ou blocos lógicos. Os intertravamentos de segurança devem ser separados totalmente dos programas aplicativos, para assegurar a integridade. O *debugging* dinâmico e a impressão anotada de intertravamentos devem também ser requisitados.

Validação

O sistema de controle para batelada de possuir as seguintes características:

1. validação de dados e do sistema
2. capacidade de carregar programas em linha (sem desabilitar controladores ou outros programas),
3. evitar falha de ponto isolado
4. implementar redundâncias
5. modos de falha
6. tempo de resposta do sistema
7. habilidade de se interfacear com outros sistemas digitais, como CLP
8. habilidade de usar CPs como estação de engenharia
9. capacidade de diagnóstico
10. possibilidade de se expandir
11. gerenciamento de alarmes
12. proteção de segurança (security) do sistema.

Folha de batelada sem papel

O sistema deve gerar documentos sem papel, ou seja, em vez de ter documentos em papel físico (hard copy), o operador interage com a tela e teclado de computador. Esta característica é obtida de rastreamento da batelada e geração de relatórios. Para tornar realidade isso, também é requerido redundância do equipamento das partes críticas do sistema de controle, proteção de segurança do sistema com senhas e validação total do sistema.

Módulos I/O remotos e consoles de operação remotos

Atualmente já são disponíveis módulos I/O remotos, certificados para montagem em áreas classificadas.

Interface de calibração de dispositivos inteligentes

Esta característica permite o uso de transmissores inteligentes que se comunicam com o sistema de controle, através do sistema de comunicação compatível (HART, Fieldbus, Profibus).

Sistemas Expert

A aplicação de sistemas expert que já são disponíveis em CLP, livremente formatados pelo usuário ou em pacotes fechados.

Capacidade CIM (Computer Integrated Manufacturing)

Isto significa integracao do sistema de controle da batelada com a área de manufatura, com computadores externos para compra, venda, controle de qualidade, inventário de produtos. A responsabilidade desta implementação é do usuário, porém, o fabricante do sistema de controle deve prover as interfaces e links para integrar todo sistema.

4.7. Segurança

A instrumentação de uma planta pode ser dividida em três categorias, com relação à segurança da planta:

1. Medição e controle para manter as condições de operação seguras.
2. Instrumentação básica para indicar e alertar as condições correntes de operação.
3. Intertravamentos que param o processo em caso de condições inseguras.

As condições críticas da planta geralmente são aquelas que envolvem pressão e temperatura (aquecimento) e as que envolvem substâncias toxicas e perigosas.

Se uma operação é considerada perigosa, pode-se considerar a redundância de certos instrumentos ou intertravamentos ou ambos. Todos instrumentos devem ser projetados para as

condições de segurança em falha, ou seja, em caso de falha no processo, os instrumentos vão para a condição segura.

Os intertravamentos fazem parte de qualquer sistema de automação de processo, mas em planta de processo batelada, eles são mais importantes. É importante entender se um intertravamento específico é projetado para segurança ou para operação. Por exemplo, o desligamento de uma bomba por causa de alta pressão é por razão operacional e não por causa de segurança. Porém, o fechamento do vapor de uma jaqueta, quando a temperatura sobe, é um intertravamento de segurança e não operacional.

Os intertravamentos de segurança devem ser implementados independentemente do sistema de controle regulatório do processo. Isto significa que, em caso de SDCD ou CLP, o controle da operação do processo (que possui intertravamentos) é configurado em linguagem de batelada e o intertravamento de segurança em ladder. No caso do CLP, o painel de operação deve ter alimentação independente do sistema de intertravamento de segurança.

As regras estritas devem estabelecer como e quando um intertravamento de segurança pode ser alterado, acessado ou mantido. Desativar ou bypassar um intertravamento de segurança deve ser propositadamente difícil de ser feito.

Todas as regras de segurança para os processo contínuo são validas para o processo batelada, pois o processo batelada pode ser visto como uma seqüência de vários processos contínuos.

4.8. Complicações

A automação da operação de uma batelada se complica mais ainda quando se tem aplicação na indústria farmacêutica e de alimentos, por dois motivos:

1. o sistema deve ser validado
2. a operação ocorre em ambiente estéril.

Validação é uma exercício que documenta o fato que um sistema de controle faz as funções projetadas e previstas com reprodutitividade. A validação do sistema de controle se aplica a hardware, software e periféricos associados. Ela inclui todos os estágios do desempenho do sistema de controle, do projeto e especificação até teste, implementação, instalação e operação.

A validação coloca ênfase especial no sistema de proteção, sua manutenção, retenção de registros e revisões periódicas futuras. Outro fator importante é a garantia que os operadores tenham sido treinados corretamente. A validação inteira deve ser planejada, a priori. Manter bons registros e documentar todas as tarefas são críticos.

A validação por computador é apenas um aspecto da documentação requerida na indústria farmacêutica. Outros aspectos são:

1. quantidades das matérias primas
2. listas de bateladas assinadas
3. resultados das calibrações
4. documentação de mudanças na estratégia de controle
5. todas as anormalidades
6. dados dos testes de análise

A documentação histórica detalhada sobre o desempenho da variáveis mais críticas devem ser mantidos por determinado número de anos após o fim e liberação de uma batelada. Este período mínimo depende da vida de prateleira do produto específico.

As operações em ambiente estéril em indústria farmacêutica e de alimentos tem exigências especificas do equipamento de automação. Estas exigências começam com os sensores, que devem usar materiais neutros e altamente polidos, minimizam as reentrâncias onde as substâncias poderiam se acumular, exigem conexões especiais, requerem desmontagem rápidas das partes *molhadas* de alguns instrumentos. Os invólucros dos instrumentos devem ser de aço inoxidável especialmente polido, com mínimas reentrâncias e à prova d'água. O número de conduites se comunicando com uma área estéril deve ser limitado.

Fig. 11.17. Trecho de Folha de Batelada

Instruções de Operação	Data	Tempo	Operador
1. Encher a coluna até 70% do nível, com água			
2. Comparar o nível através do visor de nível com a indicação com a régua. Se a diferença for maior que 10%, reportar ao supervisor.			
12. Colocar FRC 05 em modo automático e estabelecer o ponto de ajuste. Aquecer a coluna pela válvula de controle de vapor em manual e abrir suficiente para dar uma vazão de 300 kg/k no FRC 05			
13. Quando a coluna começar a aquecer, alimentar a coluna colocando FRC-04-1 em auto em uma vazão de 5,0 e ligar a bomba PU 03 ou PU 05. Não exceder a vazão de 5,5 kg/h até que a coluna se equilibre. Em caso de dificuldade de ter nível, abaixar ou cortar o vapor			
14. Aumentar a vazão de vapor para 400 kg/h e ajustar a alimentação para manter o nível em torno de 50%. Nota: estes ajustes podem estar entre 4,0 e 7.0.			
15. Depois de aproximadamente 2 horas, a coluna deve estar em 100 ^{o}C. Neste ponto, tente manter uma temperatura de 125 a 135 ^{o}C. Abrindo a válvula de saída ajuda a manter a temperatura acima de 110 ^{o}C (abrir a válvula esfria a coluna)			
16. Ligar a bomba PU 040 ou PU 12			
17. Ajustar manualmente a vazão do vapor para obter uma temperatura da bandeja de 130 ^{o}C. Também observar o nível, que não pode estar abaixo de 25%.			
18. Quando a coluna se estabilizar, ajustar o controlador de temperatura em auto ou manual para controlar a temperatura em 130 ^{o}C.			

Instalação

Exemplo de tarefas feitas durante a fase de instalação de um sistema de controle:

1. Na instrumentação
   a) Confirmar continuidade da fiação de todos os instrumentos.
   b) Atuar válvulas
   c) Simular transmissores
2. Verificar as condições ambientais, como temperatura, pressão atmosférica e umidade relativa.
3. Verificar aterramentos
4. Avaliar ruído e interferência elétrica, condicionamento da potência de alimentação
5. Fazer testes diagnósticos em todos os componentes.
6. Fornecer documentação para completar com sucesso todas as tarefas.
7. Manter registros de todas as alterações feitas.

Diferenças entre processo batelada e contínuo

Muitas pessoas argumentam que todo processo é batelada, pois tem uma partida e uma parada. Deste modo, um processo contínuo é simplesmente uma batelada muito longa. Ou então, que um processo batelada é uma porção de conjuntos contínuos independentes. Estas visões, porém, desprezam muitas diferenças óbvias entre o processo batelada e o contínuo.

A natureza descontínua das operações bateladas pode ser vista através de cada batelada. Todo processo batelada se desdobra de uma maneira seqüencial. Quantidades finitas de reagentes são alimentadas em cada batelada, em vez de serem alimentados continuamente. A transferência de uma unidade para a próxima ocorre somente quando uma operação é completada, em vez de fluir continuamente. Os produtos finais são coletados em uma base por batelada e estão sempre associados com uma determinada batelada. As receitas são usadas para diferentes tipos de produtos, enquanto que o processo contínuo trabalha com os mesmos parâmetros por longos períodos de tempo.

Com relação aos instrumentos de controle, isto significa que o processo batelada envolve um maior número de dispositivos digitais. Tipicamente, em um processo batelada, tem-se de 15 a 35% de

sinais analógicos e 65 a 85% de sinais digitais. Há uma predominância de válvulas liga-desliga, válvulas solenóides, chaves limite. Os sistemas de alarme de intertravamento são fundamentais.

Em geral, o controle contínuo PID é pouco importante em controle de batelada, porque as bateladas se realizam em um estado de mudança, diferente do ambiente estável mantido pelos pontos de ajuste do controlador PID. Obviamente, há processos batelada (e.g., fermentação) que envolvem muitos controles PID.

O processo batelada é automatizado com muito mais modularidade e flexibilidade que o controle contínuo. Por isso, o sistema de automação de um processo batelada deve prever as possíveis novas receitas, as modificações potenciais das receitas existentes, a facilidade de expansão do sistema de controle, com espaço extra para instrumentos no painel existente, tomadas adicionais para novos sensores e a facilidade de reconfigurar os sistemas de intertravamento. O sistema de segurança de um processo contínuo deve minimizar e evitar os desligamentos, por causa dos grandes prejuízos da interrupção da produção, enquanto o desligamento de emergência no processo batelada é muito menos relevante.

Validação

Diferente de outras indústrias, a farmacêutica deve atender as exigências de normas emitidas pela U. S. Food and Drug Administration, nas partes 210 e 211 do Code of Federal Regulations. Estas normas estabelecem a pratica mínima para boa fabricação para métodos a serem usados pela indústria farmacêutica. Cumprindo as normas tem-se a garantia que os remédios satisfazem exigências de segurança, identidade, dosagem, qualidade e pureza.

A validação é uma metodologia que ajuda a provar que os remédios possuem as características necessárias de acordo com as especificações do fabricante e as exigências legais.

Validar é estabelecer uma evidência documentada que fornece um alto grau de garantia que um processo específico fará de modo consistente um produto satisfazendo sua especificação predeterminada e os atributos de qualidade. A validação simplesmente faz boa engenharia e bom senso de negócios e apresenta benefícios a curto e longo prazo. Qualquer sistema ou dispositivo pode ser validado usando os seguintes 10 preceitos:

1. Definir todas as funções do sistema
2. Definir o sistema total e cada módulo
3. Definir as funções de cada módulo
4. Qualificar cada módulo
5. Ligar todos os módulos juntos
6. Testar e desafiar os módulos ligados
7. Estabelecer reprodutitividade
8. Estabelecer e implementar controle de mudança
9. Documentar tudo
10. Não desrespeitar nenhum destes preceitos.

O planejamento das atividades de validação são similares a um projeto de engenharia. Validação e engenharia devem ser atividades paralelas. As exigências de validação devem ser incorporadas no projeto de engenharia. Revisão, aprovação e garantia que todas as atividades da validação estão no local e no tempo apropriados, dentro e além da execução do projeto. A documentação de validação do sistema deve incluir, mas não se limitar a,

1. Plano de garantia da qualidade
2. Especificação de necessidades
3. Especificação de projeto
4. Controle de mudança
5. Qualificação da instalação, operação, desempenho e manutenção

11

Computador como Controlador

1. Computador no Processo

1.1. Introdução

O computador digital é considerado o mais complexo, flexível e capaz de todos controladores de processo. Ele pode não ser necessariamente a melhor escolha como controlador para qualquer processo dado; pois ele definitivamente possui suas limitações e desvantagens. A escolha de usar ou não um computador digital como controlador para o processo ou usar controladores analógicos convencionais ou qualquer outro tipo de controlador, é uma questão muito complexa.

O computador digital é aplicado naturalmente em sistemas mais complexos, onde sua tremenda capacidade computacional pode ser plenamente utilizada. Por causa de sua complexidade e por ser digital, ele requer muito mais condicionamento das variáveis analógicas que entram nele. O computador é muito mais caro que o convencional e por isso raramente é usado em sistemas pequenos.

O uso do microprocessador também causou uma reavaliação do custo atual do controle a computador digital mesmo para o controle de uma única malha e para tanto foi desenvolvido o controlador *single loop*. O computador digital pode ser usado também em combinação com outros tipos de controladores, quando são desenvolvidas interfaces ou drivers para a comunicação entre eles. Muitos controladores eletrônicos analógicos antigos foram fabricados com a opção de modo computador, além dos modos automático e manual. Esta opção permitia ao controlador de cada malha do processo receber seu ponto de ajuste de um computador digital supervisório. Não há essencialmente limite para combinações de tipos de controladores que podem ser usados em qualquer processo dado para conseguir o controle mais economicamente aceitável.

1.2. Computador digital

O computador digital é um equipamento eletrônico que opera baseado em princípios e equações expressas no sistema de número binário e na álgebra booleana. Ele opera somente com informação codificada binariamente (dois estados, 0 ou 1). Ele possui a capacidade interna de aceitar a informação codificada binariamente em seus terminais de entrada de equipamentos externos e fornece dados codificados binariamente em seus terminais de saída para uso por outros equipamentos. Ele tem a capacidade interna de executar operações aritméticas binárias e lógica booleana na informação. A informação pode ser apresentada aos terminais de entrada do computador ou pode ser gerada internamente.

Todo computador digital tem a capacidade de armazenar internamente e indefinidamente grandes volumes de informação. Esta informação armazenada pode ser de dois tipos diferentes. O primeiro tipo são os **dados**, que o computador usa ou modifica em seus cálculos. O segundo tipo de informação armazenada consiste dos **programas**, que são as instruções codificadas binariamente que o computador interpreta e executa para fazer alguma operação útil.

O computador não é um equipamento isolado. Ele requer, para a operação do

sistema, uma grande quantidade de equipamentos auxiliares, que são chamados de periféricos. Por exemplo, o computador requer um condicionador dos sinais de entrada, que converte sinais analógicos em digitais (A/D), outro condicionador dos sinais de saída que converte sinais digitais em analógicos (D/A), multiplexador para melhor tratamento compartilhado de vários sinais, teclados e mouses para operador entrar com dados, vídeos para operador ler e monitorar a informação, impressoras para fazer copias em papel, plotadores para formar e imprimir gráficos e.scaner para copiar figuras gráficas. Estes equipamentos auxiliares periféricos podem custar mais caro e ocupar mais espaço que o computador em si.

1.3. Diferenças entre computador digital e analógico

Tanto o computador digital como o computador analógico são usados para simular processos dinâmicos e equações matemáticas. Desde que a teoria do sistema de controle automático gera as necessidades de controle na forma de expressões matemáticos, os dois tipos de computadores são adaptáveis para simular as equações de processo e portanto agir como controladores do processo. A diferença básica está em como eles conseguem a solução para estas equações.

Analógico é um termo usado para implicar uma seqüência de eventos continua, sem-interrupção ou sem-quebras. O tempo é uma qualidade analógica, em que ele sempre existe; nunca há uma circunstância em que o tempo para ou seja interrompido.

Digital se refere a uma seqüência de eventos discretos. Cada evento é completamente separado de outros eventos passados ou futuros. Usualmente esta separação é um período de tempo. Como uma comparação entre analógico e digital, os eventos digitais (discretos) são normalmente separados por períodos de tempo; isto significa que o tempo é continuo, mesmo entre eventos digitais.

A maioria dos fenômenos naturais são de natureza analógica. A vida é continua, desde o instante do nascimento até a morte; nunca há um período de tempo em que ela não existe. A vida é analógica.

O calendário é discreto. O dia 27 de maio ocorre somente uma vez por ano. O dia 27 de maio existe somente por um período de 24 horas cada ano e é separado do outro 27 de maio por 364 dias. Durante o este período de 364 dias, o dia 27 de maio não existe ou não tem efeito.

A aplicação mais comum da informação digital é no uso de computadores digitais, que manipulam a lógica binária. A informação digital binária é tão comum que o termo **digital** tem adquirido a conotação de **digital binária**.

Os computadores analógicos agem diretamente nas quantidades analógicas, processando todos os dados ou informação na forma analógica e fornecendo as soluções em sua saída diretamente na forma analógica. Para executar isso, certas porções dos computadores analógicos devem ser fiados a funções de controle especificas e estas porções do computador não podem ser usadas para qualquer outro objetivo sem modificações na fiação. Assim, quando o sistema fica mais complexo, a quantidade de equipamento requerido no computador aumenta na proporção direta da complexidade. O computador analógico não tem capacidade de memória verdadeira; sua capacidade é limitada apenas ao processamento da informação atual.

O computador digital só age diretamente na informação digital, faz todo o seu processamento da informação só no formato digital e fornece a informação em sua saída só no formato digital. Isto tem a desvantagem de que todas as quantidades analógicas de entrada devem ser convertidas em digital antes de serem manipuladas pelo computador e depois de manipuladas digitalmente, devem ser reconvertidas para analógicas, na saída.

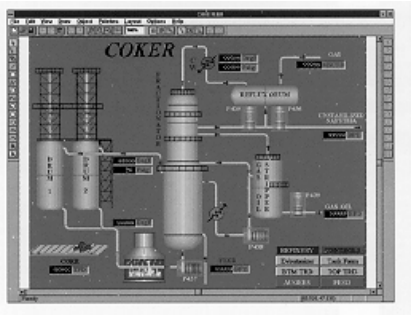
Fig. 9.1. Operador atuando sistema com computador

O computador digital possui certos equipamentos básicos embutidos e assim

os programas fazem os dados serem manipulados por estes equipamentos. Para modificar a solução ou adicionar funções de controle ao sistema, normalmente não é necessária nem a adição de mais equipamento (*hardware*) nem a alteração das ligações de fiação (*hardwire*) do sistema. As modificações normalmente podem ser feitas diretamente no programa (*software*), que resultam nas variações desejadas nas soluções das equações de controle. Assim, as modificações feitas nos cálculos do sistema são mais fáceis e econômicas.

Fig. 9.2. Tela de monitor mostrando processo sob controle

Como vantagem, a informação digital pode ser armazenada indefinidamente nesta forma sem perda da precisão. Foram desenvolvidas técnicas que permitem o armazenamento quase ilimitado da informação codificada binariamente, tanto em relação ao tempo ou ao volume. Os computadores digitais tem a vantagem



única de os programas poderem usar esta informação armazenada em equações de um modo não possível com os computadores analógicos.

Em computadores analógicos somente podem ser resolvidas equações para as quais foram construídos equipamentos e circuitos. Em computadores digitais, praticamente qualquer equação, independente de sua complexidade, pode ser resolvida pelo programa, sem a necessidade de qualquer projeto especial do equipamento. Assim, o computador digital pode resolver problemas mais complexos do que é possível com computadores analógicos.

Os computadores analógicos, desde que consistem de amplificadores operacionais e outros componentes eletrônicos, cada um deles tem uma precisão determinada e cada um deles muda sua característica com a temperatura e o tempo, introduzindo erros devidos às alterações destes componentes. Como os computadores digitais trabalham em somente dois níveis (0 e 1), não são alterados pelas variações dos componentes, como ocorre com os computadores analógicos. Assim, nenhum erro devido às alterações dos componentes afeta a precisão inerente das soluções do computador digital. Eventualmente o computador digital pode falhar, mas até este ponto ser atingido, nenhum erro é introduzido.

A maior aplicação do computador analógico, em Instrumentação, foi no computador de vazão, instrumento que média as variáveis pressão estática, temperatura e vazão, indicava os valores instantâneos destas variáveis, fazia a compensação da vazão em relação a pressão e temperatura, fazia a conversão de vazão volumétrica em mássica, apresentava o valor acumulado da vazão, executava equações de medição como a AGA Report n^{o} 3 e NX-19. Atualmente, mesmo o computador de vazão é construído com circuitos digitais.

1.4. Como um controlador digital difere de um controlador analógico

Provavelmente a diferença básica entre o computador digital e o controlador convencional é o compartilhamento do tempo (time sharing). Um único computador digital pode executar o controle global de centenas a milhares de malhas, que requerem centenas a milhares de controladores convencionais. Este compartilhamento de um único computador digital por todas as malhas do processo tornam sua aplicação viável e vantajosa economicamente.

Quando se usam controladores analógicos convencionais, é necessário, no mínimo, um controlador para cada malha. Cada controlador é fiado em sua malha e modificações futuras exigem nova fiação. A malha de controle é constituída de sensor, transmissor, controlador, válvula de controle, transdutor pneumático para corrente. Quando se usa um computador digital, os sinais dos sensores são levados para a entrada do computador e servo mecanismos são ligados à saída do computador; esta é toda a fiação necessária. Para modificar as funções de controle (P, I e D) e de configuração multivariável (cascata, *feedforward*, auto-seletor, *split range*) as mudanças necessárias são feitas no *programa de configuração* do computador e não necessariamente em algum equipamento.

A operação do processo é também feita através do computador digital, quando o operador modifica ponto de ajuste e valores de alarme, através do teclado ou mouse do sistema. O computador digital é tão flexível neste aspecto que as estratégias de controle podem ser mudadas pelo programa do computador, baseando-se na história passada da saída medida do processo, executando a chamada *estratégia de controle adaptativa*.

Há uma grande variedade de equipamentos de displays, entrada e saída, disponíveis para uso com os computadores digitais. O equipamento de display mais comum é o monitor, que pode ser disponível em grandes tamanhos (telões).

Finalmente, devido a alta velocidade e grande potência de computação e a possibilidade de grande armazenagem da informação, os computadores de controle de processo podem ser usados simultaneamente para computar inventários, executar programas de produção, faturamento e cobrança; o que é chamado de **gerenciamento do processo**. Em resumo, quando um computador digital é usado em um sistema de controle, há diferenças consideráveis no sistema.

1.5. Como os computadores controlam

Em muitos sistemas de controle de processo, o computador digital não é capaz de executar melhor nenhum controle. Ele não é melhor ou pior do que os outros tipos de controladores, ele é simplesmente mais econômico para as aplicações especificas onde ele é usado. Em outros sistemas de controle de processo, os controladores convencionais, por uma razão ou outra, simplesmente não podem ser usados para se obter o desempenho satisfatório do sistema. Exemplos incluem alguns tipos de processos que

1. reagem em velocidade muito alta,
2. onde o peso, consumo de potência e volume de eletrônica são importantes;
3. onde o sistema de controle de processo é tão complexo que os controladores individuais não são possíveis;
4. processos em que o produto final varia consideravelmente no tempo de modo que a necessidade e a freqüência de reajustes dos controladores individuais seriam muito caras;
5. processo que estão distribuídos em grandes distâncias onde os circuitos de comunicação digital são mais vantajosos
6. processos onde as especificações de precisão do sistema não podem ser economicamente estabelecidas com controle analógico.

Para completar o quadro de exemplos, há também processos que não podem ser

controlados por computadores digitais. Os exemplos básicos incluem os processos que ocorrem em atmosferas com risco de explosão ou incêndio e nenhum equipamento eletrônico possui classificação elétrica que permita seu uso e processos que ocorrem em ambiente onde o ruído elétrico potencialmente torna o computador digital inoperante ou inútil.

O computador digital conquistou seu lugar no campo de controle de processo, como o fizeram outros tipos de controladores, no passado. Há muitas aplicações onde qualquer outro tipo dos vários controladores disponíveis pode ser usado com sucesso. Nestas aplicações, outros fatores além da habilidade de executar o controle adequado podem ser considerados para se tomar a decisão final. Em muitas destas aplicações, a flexibilidade do computador digitais em executar outras funções, além do controle de processo, é um fator decisivo.

Fig.3. Computador aplicado a controle de processo.

1.6. Tipos de computadores digitais

Há vários tipos básicos de computadores digitais. Embora todos sejam computadores digitais binários, cada tipo tem características de projeto que otimizam algum fator para uma aplicação especifica.

O projeto básico da estrutura interna dos computadores digitais é a sua **arquitetura**. Este termo é usado para descrever a filosofia básica de manipulação e processamento de dados, em torno dos quais o computador é projetado e construído.

Por exemplo, um computador pode ser projetado para trabalhar com um número muito grande de números e soluções de fórmulas complicados. Sua arquitetura deveria ser baseada na otimização de suas habilidades computacionais; isto seria um típico projeto de **computador cientifico**, apropriado para aplicações acadêmicas e de pesquisa e desenvolvimento.

Outro computador pode ser projetado para processar grandes volumes de informação de várias fontes, principalmente recompondo esta informação, enquanto executando cálculos relativamente simples (apenas soma, subtração, multiplicação e divisão). Sua arquitetura seria otimizada mais em tornos de suas capacidades de entrada e saída do que sua capacidade aritmética. O **computador comercial** para reserva de passagens aéreas de uma companhia de aviação, computador do supermercado e o bancário possuem este tipo de arquitetura.

Muitos computadores são projetados para **uso geral**, isto é, eles possuem adequadas capacidades aritmética e de entrada-saída para serem usados em grande variedade de aplicações. A maioria dos microcomputadores usados em casa, pequenos escritórios e em escolas é do tipo de uso geral.

Finalmente, há uma categoria de computadores de **uso especial**. Estes computadores foram projetados especificamente para aplicações particulares, diferentes das aplicações cientificas ou de negócios. Freqüentemente, os computadores de uso especial são basicamente computadores de uso geral que estão rodeados por equipamentos periféricos específicos e são programados para o particular tipo de trabalho que executam. Recentemente (1997) a IBM desenvolveu um computador específico para jogar xadrez (*Deep Blue*). Eram vários microprocessadores em uma mesma máquina, capaz de fazer bilhões de combinações de possíveis jogadas de xadrez em um período curto de tempo (ordem de segundos ou poucos minutos). O custo para projetar computadores verdadeiramente de uso especial é muito elevado. Aviões e navios possuem

computadores específicos para sua operação.

Finalmente, um computador digital para controle de processo pode ser um computador de uso geral, com periféricos determinados e com programas (*software*) e algoritmos (*firmware*) especialmente desenvolvidos para estas aplicações. Nestas aplicações em controle de processo, o que muda é principalmente o sistema operacional, que deve ser mais confiável e estável que o de um computador de uso geral.

1.7. Computador digital em processo contínuo

Para aplicações de controle de processo, o computador requerido pode ser de uso geral. As aplicações de controle de processo normalmente requerem um processamento aritmético moderado e não exigem uma capacidade computacional do tipo cientifico. As necessidades de entrada-saída são extensas, porém, elas são totalmente diferentes das aplicações bancárias ou de negócios. Assim, o computador para controle de processo não é do tipo cientifico nem de negócios. Normalmente estes dois tipos de computadores possuem capacidades básicas especificas embutidas exageradas para as necessidades do controle de processo, tornando-os muito grandes e muito caros.

Na grande maioria das aplicações de controle de processo, computadores digitais de uso geral muito menores são usados com sucesso e suas interfaces foram modificadas para realizar as capacidades necessárias. Em algumas aplicações, a unidade de processamento central do computador foi modificada para tornar o computador mais compatível com as necessidades do processo. Este grau de modificação coloca alguns desses processadores na classe de uso especial, onde um computador de uso geral foi modificado para certas aplicações. Na grande maioria dos sistemas de controle de processo, porém, o computador básico não foi modificado.

1.8. Como os computadores digitais operam

Depois de discutir o que é o computador digital, como ele pode ser usado como controlador, como ele se compara com outros tipos de controlador, quais tipos de computador são disponíveis, como eles se diferem, deve-se ver como eles operam, de um modo geral e, depois, como ele opera especificamente em sistema de controle de processo.

O computador digital é basicamente um conjunto muito complicado de circuitos eletrônicos, que executam operações muito simples que podem ser representadas matematicamente no sistema de número binário ou pelas equações booleanas. O computador executa operações lógicas e binárias muito simples, envolvendo dados codificados binariamente, de modo extremamente rápido, confiável, previsível e seqüencial. Ele faz exatamente o que é programado para ele fazer e nada mais. Ele não pode fazer nada além do trabalho para o qual ele foi programado fazer; ele não pode pensar ou decidir por si.

Para executar suas tarefas programadas, o computador digital deve:

1. interpretar várias combinações de 1 e 0, como comandos ou ordens, para executar operações que foram fiadas fisicamente
2. executar somente uma operação a um tempo
3. seguir rigidamente uma série seqüencial de comandos em ordem, a não ser que seja comandado alterar esta seqüência
4. executar testes simples e tomar decisões relativamente simples baseadas nos resultados destes testes
5. executar operações em microssegundos que o homem levaria minutos ou horas para executar
6. ter bancos de memória muito grandes, onde se armazena e se recupera a informação, quando necessário
7. estabelecer comunicações bidirecionais (envia e recebe) com

os equipamentos do **mundo externo.**

Todos os computadores digitais podem ser divididos basicamente em quatro unidades funcionais:

1. unidade de entrada e saída,
2. unidade aritmética,
3. unidade de controle e sincronismo (timing)
4. unidade de memória.

As unidades de entrada-saída, aritmética e de controle podem ser referidas juntas como a unidade de processamento central (CPU).

A **unidade de entrada-saída (E/S)** ou, em inglês**, input-output (I/O, lê-se aiô)** contém a lógica digital necessária para interfacear o computador aos equipamentos externos, tais como os conversores analógico-digital e digital-analógico. Ela inclui a lógica necessária para gerar e verificar a sincronização entre a CPU e os equipamentos externos, de modo que os dados possam ser confiavelmente transferidos entre eles. A unidade E/S é a principal avenida de comunicações entre a CPU e o mundo exterior.

A unidade é também chamada de módulo. O tipo do módulo de entrada depende das entradas, se analógicas ou binárias. Quando analógicas, as entradas podem ser de 4 a 20 mA (sinal padrão analógico), militensão de termopares (tipos J, K, R, S, T, B), valores de resistência elétrica dependentes de temperatura ou de pressão. Estes detalhes são importantes pois geralmente é necessária também a linearização do sinal, feita por software. Quando a entrada é binária, pode ser contato de chave (aberta ou fechada).

A **unidade aritmética** inclui todo o equipamento usado para modificar os dados no processo de resolver equações ou executar outras operações matemáticas ou lógicas nestes dados. Ela inclui a lógica que irá indicar a execução completa e bem sucedida de cada operação matemática. Esta lógica pode ser testada pela unidade de controle e de timing, de modo a tomar decisões quanto ao procedimento a ser seguido em relação ao resultado aritmético conseguido de modo correto ou não.

A **unidade de memória** pode ser visualizada simplesmente como um grande almoxarifado cheio de caixas tipo caixa postal do correio (escaninhos), cada uma é numerada seqüencialmente. A informação digital pode ser armazenada lá (uma **palavra** em cada caixa) para uso e recuperação posterior, enquanto sua localização for lembrada. As palavras armazenadas nestes caixas possuem um número especifico de bits binários em comprimento. O número de bits manipulados pelo computador e normalmente pela sua unidade de memória simultaneamente em uma operação simples é tecnicamente referido como o comprimento da palavra do computador. A grande maioria dos computadores usa correntemente palavra de 32 bits, computadores muito pequenos usavam 16 bits e os grandes usam 64 bits.

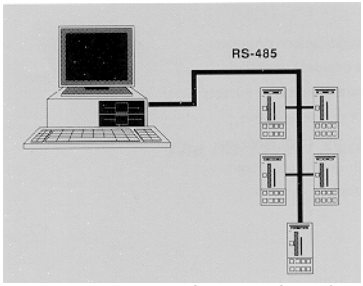


Fig. 9.3. Computador com interfaces E/S

Há vários tipos de memória, cada uma basicamente muito diferente na estrutura física e na aplicação, que são normalmente usadas com um computador de controle de processo. A memória do tipo núcleo magnético tem sido a reserva para as memórias primárias do computador por causa de sua flexibilidade e pelo fato que ela não perde sua informação quando desenergizada. Ela requer uma considerável quantidade de potência elétrica para operar e é o tipo mais caro de memória (baseado no custo/bit armazenado). Há vários projetos básicos de memórias a semicondutor, que se tornaram práticas para uso em computadores de controle de processo. Estas memórias requerem muito menor energia elétrica para operar, são fisicamente muito menores e são muito mais baratas (custo/bit) mas perdem todas

a capacidade de armazenamento quando desenergizada.

Alguns tipos de memórias a semicondutor podem ser permanentemente (ou pelo menos, relativamente permanentemente) programadas, de modo que nem a falha de alimentação ou a do computador pode alterar o programa. Vários tipos dessas memórias ROM (read only memory - memória apenas de leitura) encontram aplicação em certos tipos de sistemas de controle de processo. Há outros tipos de memória a semicondutor tais como PROM (programável), EPROM (programável e apagável) e EEPROM (programável e eletricamente apagável).

A **unidade lógica de controle e timing** é a quarta parte funcional de qualquer computador digital. É de sua responsabilidade sincronizar e controlar cada operação interna do computador. Esta lógica está diretamente ligada a cada unidade interna do computador e controla a operação da CPU diretamente. Ela recebe suas instruções básicas do programador. As instruções individuais em um programa de computador são escritas para serem interpretadas por esta unidade lógica de controle, de modo que alguma operação útil possa ser feita pelo computador.

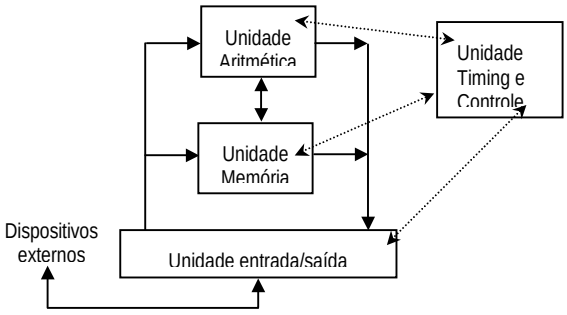


Fig. 9.4. Quatro unidades funcionais de um computador digital

As quatro unidades funcionais são interligadas entre si, como mostrado na Fig. 9.4. A informação pode ser transferida bidirecionalmente entre a unidade aritmética e a memória e os equipamentos externos. Este arranjo é típico de qualquer computador digital e cada canal de comunicação é chamado de barramento (bus). A unidade de controle e *timing* é também ligada bidirecionalmente com as outras três unidades. De fato, ela controla a operação das outras três unidades funcionais e deve ser entendido que ela está sempre lá, mesmo que não esteja mostrada no diagrama.

A seqüência de operações executada pela lógica interna é a seguinte:

1. tudo começa com uma **instrução do computador**, que é uma ou mais palavras binárias, codificada por um programador para um computador especifico. A codificação real varia entre os computadores mas a instrução codificada é sempre interpretada por uma parte da unidade de controle, chamada de **registro de instrução**.
   [Um registro é um grupo de flip-flops binários independentes. Cada FF tem a capacidade de memorizar um bit de informação que deve ser apresentado a ele simultaneamente com um comando, (chamado de **comando gatilho**) para lembrar este bit. Sem a ocorrência deste gatilho, o FF ignora o bit em sua entrada ou qualquer mudança neste bit, lembrando somente o único bit que foi apresentado a ele, em conjunto com seu comando gatilho. Há normalmente tantos FF montados em um registro como o número de bits na palavra do computador. Assim para um computador de 32 bits, um registro consiste de 32 FF independentes, todos com um gatilho e cujas saídas devem ser interpretadas simultaneamente como uma palavra completa.]
2. o programador normalmente codifica uma série de instruções, cada uma delas fazendo o computador executar alguma função útil elementar, coletivamente chamada de **programa**. A função pode ser manipulação, transferência de dados ou teste para a existência de alguma condição interna ou externa do computador. Uma vez o programador tenha determinado a

seqüência de instruções necessária para executar a função desejada e tenha codificado adequadamente estas instruções, o programa é escrito na memória principal do computador para uso futuro.

3. o operador do computador carrega um registro da unidade de controle e sincronismo, chamado de registro de endereço do programa com o endereço (localização especifica da memória ou número da caixa postal), de onde a primeira instrução do programa foi armazenada. Ele carrega (entra, escreve, *load*) o programa na memória do computador.
4. o computador se prepara então para executar a primeira instrução do programa. Até este ponto, o programador não tem controle da operação do computador, porém, agora, após o computador ter completado o ciclo *fetch* de instruções, a unidade de controle *olha* e decodifica a palavra binária no registro de instrução e executa a operação necessária. A instrução pode causar qualquer tipo entre várias possíveis operações. Algumas das instruções mais comuns são:
   - fazer uma palavra binária ser entrada ao computador ou à memória do computador de algum equipamento externo,
   - fazer uma palavra binária ser saída do computador ou da memória do computador para algum equipamento externo,
   - fazer uma palavra binária ser transferida de um registro para outro, ambos internos ao computador,
   - fazer qualquer uma das seguintes operações ser executada em uma palavra binária: **soma, negação, subtração, multiplicação, divisão**,
5. fazer uma operação lógica binária ser executada em uma palavra binária, tal como: **desvio à esquerda, desvio à direita, rotação**, ou uma **comparação lógica** com uma segunda palavra binária, como **and, or, exclusive or**,
6. fazer uma palavra binária ser transferida de um registro interno da CPU para a memória do computador de qualquer modo possível, ou transferir da memória para algum registro da CPU (**ler** ou **escrever**).
7. fazer um teste em um bit, em um sinal algébrico do resultado de uma operação aritmética, na finalização bem sucedida ou não, de uma operação matemática (**overflow**), na comparação de uma palavra binária com zero (**maior que, menor que** ou **igual a**) ou outra palavra binária ou em qualquer número de várias condições testáveis que podem existir dentro ou fora da CPU do computador.
8. fazer a execução da seqüência de programa ser condicionalmente alterada, baseada no resultado de outros testes.

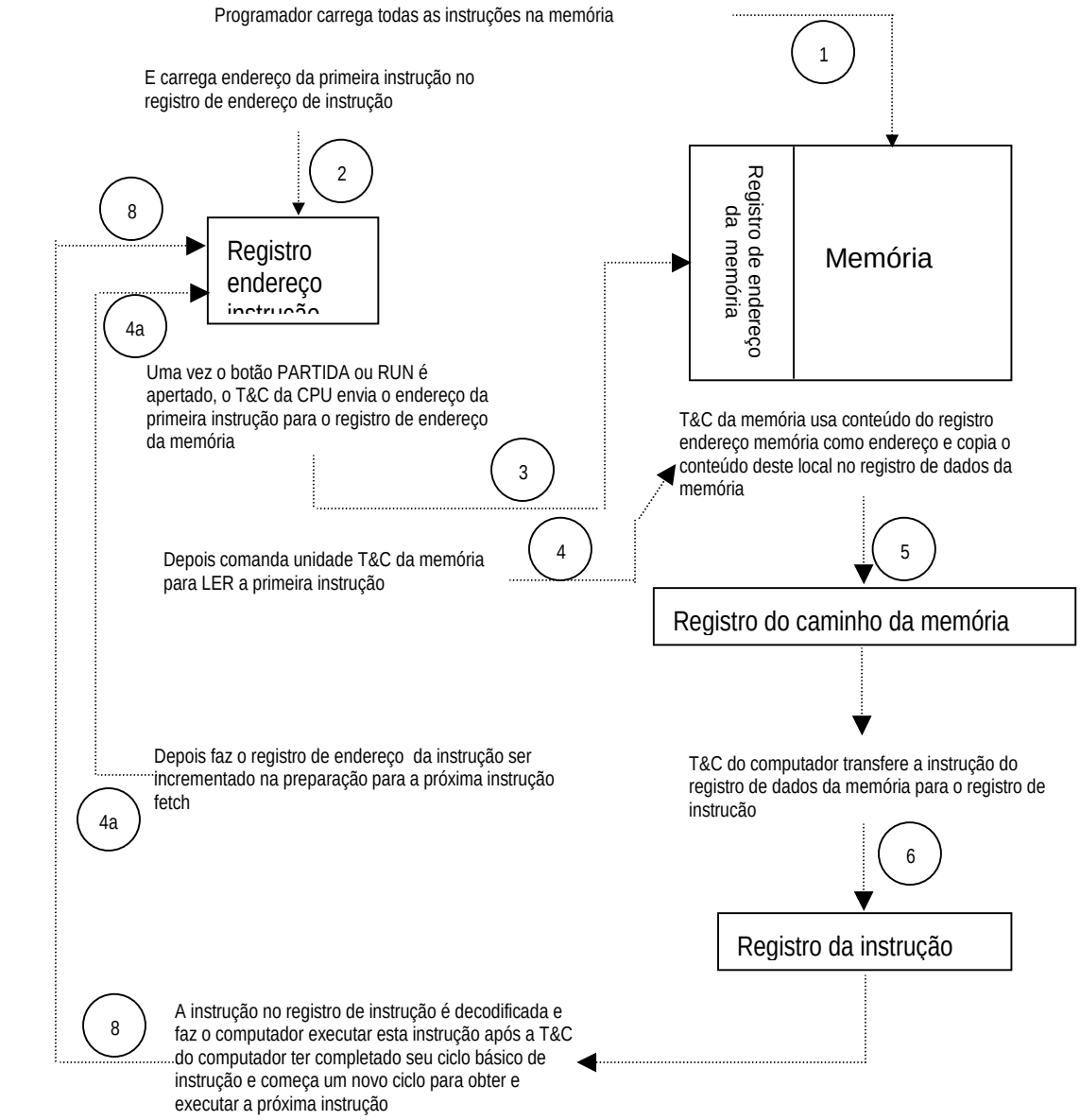

Programador carrega todas as instruções na memória
1
E carrega endereço da primeira instrução no registro de endereço de instrução
2
8
Registro endereço instrução
4a
Registro de endereço da memória
Memória
Uma vez o botão PARTIDA ou RUN é apertado, o T&C da CPU envia o endereço da primeira instrução para o registro de endereço da memória
3
T&C da memória usa conteúdo do registro endereço memória como endereço e copia o conteúdo deste local no registro de dados da memória
4
Depois comanda unidade T&C da memória para LER a primeira instrução
5
Registro do caminho da memória
Depois faz o registro de endereço da instrução ser incrementado na preparação para a próxima instrução fetch
4a
T&C do computador transfere a instrução do registro de dados da memória para o registro de instrucão
6
Registro da instrução
8
A instrução no registro de instrução é decodificada e faz o computador executar esta instrução após a T&C do computador ter completado seu ciclo básico de instrução e começa um novo ciclo para obter e executar a próxima instrução
T&C – timing (sincronismo) e controle

Fig. 9.6. Diagrama de blocos da operação típica da instrução fetch e decodificação

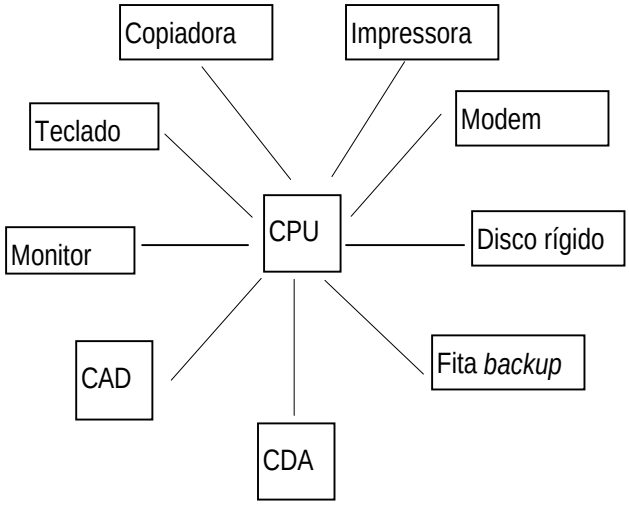


Fig. 9.5. Diagrama de blocos de um sistema de computador com periféricos típicos

2. Computador Digital como Controlador de Processo

2.1. Introdução

Como deduzido das informações precedentes, não é fácil, nem é barato, aplicar computadores digitais para aplicações de controle de processo. Porém, foi provado ser possível e inquestionavelmente econômico fazer isso em muitas aplicações, a despeito da complexidade e do custo. Este assunto será visto a seguir.

Há dois enfoques basicamente opostos para estudar as aplicações de computadores digitais em sistemas de controle de processo. O primeiro enfoque é estudar um típico computador digital e então tentar "trazer" o sistema de controle de processo para trabalhar com o computador. Isto foi necessariamente o enfoque tomado para os primeiros projetos de sistemas digitais de controle por causa da disponibilidade limitada dos computadores digitais. Embora seja um enfoque prático de projetar sistemas de controle, não é o melhor método.

O outro enfoque básico é

1. definir as necessidades do processo e então
2. escolher o computador digital em torno destas necessidades.

No projeto moderno de sistema de controle este é o enfoque mais prático por causa da grande variedade de computadores digitais presentemente disponíveis no mercado. A competição entre os fabricantes levou-os a projetar computadores em torno de sistemas típicos de controle. Os resultados finais refletem a diferença nas opiniões técnicas de como o computador ideal de controle de processo deveria ser projeto como deveria ser sua arquitetura.

De modo a determinar qual a arquitetura de um computador para controle de processo deveria ter, deve-se investigar as fontes e os tipos de informação necessários para o computador de modo a controlar o processo, depois se determina o processamento requerido para esta informação e finalmente se estabelece a informação exigida pelo processo.

Assim, aplicando o enfoque onde as necessidades do processo são definidas primeiro, será possível realmente chegar às especificações funcionais para o computador digital de controle do processo.

Fig. 9.7. Armário com módulos de entrada-saída

2.2. Informação requerida pelo computador

A informação real requerida por qualquer controlador de processo, se digital ou analógica, depende do processo em si. Porém, é possível categorizar a maioria destas informações eletrônicas pelo tipo do sinal elétrico que o controlador deve manipular.

A variável básica de processo sendo usada como fonte de informação de entrada poderia ser a umidade, pH, pressão, força, velocidade, movimento, vazão ou posição. Será admitido que estas variáveis estão sendo monitorizadas por sensores tendo uma saída elétrica. São as saídas elétricas destes sensores que irão ser categorizadas por seus valores elétricos, i.e., resistência variável, milivoltagem, capacitância.

Geralmente estas saídas elétricas caem em duas categorias: analógicas ou digitais. Os sinais analógicos podem ser subdivididos em vários tipos: resistência, milivoltagem, voltagem corrente.

2.1. Entradas analógicas

As saídas de sensores tipo resistência variável são geralmente alimentadas em alguma forma de um circuito ponte de Wheatstone e depois para um conversor A/D. Muitos medidores de temperatura, força e pressão são comumente convertidas em sinais elétricos do tipo resistência variável.

As saídas de sensores tipo voltagem são alimentadas ou em alguma forma de um circuito ponte de Wheatstone (milivoltagem) ou através de filtro, caçador de impedância ou divisor (voltagem maiores) e depois para um conversor A/D. Tipicamente, algumas medições de temperatura, posição, força e pressão são monitorizadas por sensores tendo saídas do tipo voltagem cc.

As saídas de sensores tipo corrente são normalmente em um resistor de pequeno valor (amostragem) que converte a corrente em um pequeno sinal de voltagem, que por sua vez é manipulado como qualquer outra pequena voltagem. Sinais de voltagem ca são primeiro convertidos em níveis de voltagem cc e manipulados como qualquer outro sinal de voltagem cc; a não ser que a informação esteja contida na frequência de um sinal ca. Neste caso o sinal ca pode ser convertido em um sinal de onda quadrada e manipulado diretamente nesta forma ou pode ser convertido em uma voltagem cc e manipulado como qualquer outro sinal de voltagem cc.

Fig. 9.8. Estação de operação com teclados e monitores do sistema de controle com computador.

2.2. Entradas digitais

Os sinais digitais, como os analógicos, também são de vários tipos.

O primeiro tipo inclui os sinais digitais que contem a informação na frequência do trem de pulsos, similar a um sinal ca senoidal. Aqui o trem de pulsos (informação serial) é normalmente convertido para uma palavra binária paralela, simplesmente fazendo a amostragem da frequência em intervalos de tempo específicos e contendo (contador binário) o número de pulsos durante este intervalo de tempo. As vezes, os pulsos podem ser passados diretamente para o processador. Codificadores digitais de ângulo de eixo e codificadores digitais lineares são exemplos deste tipo de entrada de computador.

O segundo tipo de sinais digitais são aqueles que contem a informação em seu estado de corrente 1 ou 0 e o processador simplesmente precisa saber em qual dos dois estados está o sinal. Contatos de reles, chaves limitadoras de curso, equipamentos de segurança, sensores ópticos e posições de chaves são normalmente monitorizadas deste modo.

As voltagens disponíveis destes sensores de chaveamento variam muito e freqüentemente devem ser filtradas e ter seu nível ajustados antes de ser usadas pelo processador. Normalmente, o processador também precisa saber, além o estado da chave, também do fato que a chave justamente mudou de posição. O reconhecimento imediato da mudança de estado é geralmente mais importante que o conhecimento do estado em si e é chamado de capacidade de interrupção.

Freqüentemente, um equipamento como o teletipo padrão usado com pequenos computadores tem uma saída digital serial. Neste caso é necessário um conversor serial-para-paralelo na interface de entrada. Este conversor consiste de um registro binário de deslocamento (shift) e sua lógica de controle. Essencialmente, quando cada bit é recebido, ele é deslocado em um registro, bit por bit, até que todos os bits da palavra tenham sido recebidos. A saída do registro assim lê a mesma informação, só que em paralelo.

O tipo final de sinal digital que o processador digital necessita para trabalhar é similar ao seguindo, em que a informação está contida no valor instantânea da voltagem (estado digital). Ele é incluído em uma categoria separada devido aos circuitos de sincronismo e controle necessários para manipular esta informação. Este tipo de sinal digital bem da memória de massa (externa), como fita magnética, disco ou tambor. Também este tipo de sinal será encontrado quando o processador digital trabalha com entradas tipo teclado. O circuito adicional de sincronismo e controle, necessário para monitorizar as transferência de dados entre o computador e estes equipamentos é muito complexo e normalmente está incluído na interface do computador.

2.3. Informação requerida pelo processo

Agora, a informação que o processo deve receber do controlador, de modo que possa ser controlado, define as necessidades da saída do computador. Como as entradas, as saídas podem ser analógicas ou digitais.

2.4. Saídas analógicas

Se o processador é um equipamento digital, então todas as entradas analógicas devem ser convertidas para a forma digital antes de entrar no processor. O processador digital deve também ter a capacidade de tratar com informação digital serial, informação de frequência de pulsos e com as transferências de informação de outros equipamentos digitais, incluindo os circuitos de sincronismo e controle destas transferências. Normalmente, a capacidade de interrupção do computador é também necessária. Em todos estes exemplos, a conversão do tipo de saída do sensor para voltagens digitais é realizado na interface de entrada do computador. Assim, o computador em si necessita apenas de ter a capacidade de manipular a informação digital, no formato série ou paralelo.

Os comandos da saída analógica (do controlador) serão usados normalmente para acionar algum equipamento eletromecânico, tal como uma servo-válvula ou damper. Estas saídas podem necessitar de amplificação de potência e deslocamento do nível, além da conversão D/A. Outras saídas analógicas serão usadas para entrar diretamente em sistemas analógicos de controle ou computadores que são supervisionados por controladores primários de processo.

2.5. Saídas Digitais

Geralmente, a informação requerida pelo processo será usada para controlar diretamente alguma variável do processo, ser armazenada por um periférico digital ou para indicar para o operador o status corrente de variáveis criticas do processo.

Em todos os casos, porém, o computador em si é requerido somente para gerar uma saída em voltagem digital, em formato serial ou paralelo. Todas as outras conversões necessárias serão executadas pelo circuito de interface de saída do computador.

As saídas digitais do controlador podem consistir de trem de pulsos serial (modulado em frequência), palavras digitais paralelas ou bits individuais de informação. Os trens de pulsos modulados

em frequência podem ser usados para acionar motores de passo digitais ou para fornecer a entrada para equipamentos de dados seriais, como impressoras de teletipo. Os bits individuais binários de informação podem ser usados para controlar o estado de reles, intertravamentos, alarmes ou indicadores de status.

A saída digital paralela pode ser requerida como saída do computador para equipamentos de memória auxiliar, periféricos digitais, como impressoras e monitores. Nestes casos, também são necessários os circuitos de sincronismo e controle.

2.6. Circuitos de interface

Foi mostrado claramente que nenhum computador pode trabalhar diretamente com o processo analógico, principalmente se o computador for digital. É necessário uma grande quantidade de circuitos condicionadores de sinal para prover a capacidade de plug-in para o controlador. Coletivamente, os equipamentos e os circuitos eletrônicos que fazem o condicionamento adequado dos sinais são chamados de interface. A interface pode ser dividida em interface de entrada e interface de saída do computador. Cada uma dessas interfaces é ainda subdividida em interface analógica e digital.

2.7. Bus de entrada do computador

Há uma "avenida" para o computador acessar todas as milhares de entradas individuais. Muitas destas entradas podem ser multiplexadas juntas através do sistema de conversão A/D, mas, mesmo assim ainda resta um grande número de entradas para serem manipuladas pelo computador.

Os pequenos computadores digitais (mini e micro computadores) possuem algumas limitações práticas. Devido ao uso de circuitos integrados, os micro computadores possuem uma grande capacidade de computação matemática, pequeno tamanho físico e relativamente baixo custo.

Os micro computadores são construídos com somente um conjunto de lógica para executar cada uma de suas funções. Assim, ele tem a capacidade de fazer somente uma operação ou função em um momento. Porém, eles executam estas números operações individuais em uma velocidade tão alta que parece que elas foram feitas simultaneamente, como não o foram.

Com estas realidades em mente, se poderia pensar que seriam necessárias muitas avenidas de entrada para o computador e que estes muitos caminhos iriam requerer uma lógica digital extensa e cara. Porém, como o computador pode trabalhar apenas com um equipamento de entrada por vez, é praticamente possível e conveniente multiplexar todos os equipamentos de entrada para a mesma estrutura de bus de entrada do computador. Esta estrutura bus age simultaneamente como um multiplexador para todos os equipamentos de entrada do computador e como uma avenida única e comum da informação a ser transferida diretamente no computador digital em si.

Desde que há necessidade de somente um único bus de entrada para o computador, a interface de entrada deve fornecer todo o condicionamento de sinal necessário para cada equipamento de entrada, de modo a se poder bloquear este equipamento no computador.

O sistema de conversão A/D tem a capacidade de multiplexar todos os sinais analógicos para uma linha comum de dados para cada conversor A/D. Este bus comum de dados digitais do conversor A/D deve ter níveis lógicos que sejam compatíveis com a estrutura do bus de entrada do computador. Certamente, as especificações reais da estrutura do bus serão determinadas economicamente de modo a otimizar a distribuição dos circuitos entre a interface e o computador. A interface da informação de entrada digital paralela tem circuito na interface para manter temporariamente a informação, de modo que ela permaneça constante quanto esteja realmente presente no bus de entrada do computador. Tipicamente os circuitos de interface são simplesmente registros buffer flip-flop, que realizam esta função. O registro flip-flop tem a habilidade de ignorar a informação presente em usa entrada até que um comando de memória seja recebido. Ele então armazena a

informação presente em sua entrada quando do comando de memória é dado e retém esta informação até que seja recebido outro comando de memória.

O interfaceamento entre os sinais de entrada digitais individuais, cada um contendo um bit valioso de informação, tais como os reles é um pouco mais complico. Como previamente notado, cada entrada pode requerer deslocamento do nível, casamento de impedância e/ou filtro. O problema agora é que, para o computador adquiri informação de apenas estes equipamento, se requer um ciclo completo das entradas do computador. Os ciclos do computador serão discutidos mais tarde, porém, todos os computadores para controle de processo são equipamentos paralelos, em que eles ordinariamente não executam operações em um bit digital simples em um momento, mas eles tomam muitos simultaneamente, dependendo do tamanho da palavra do computador.

O tamanho da palavra é o termo que descreve o número de bits que o computador manipula em uma única operação. O tamanho da palavra não foi considerado quando discutindo as entradas analógicas, desde que as entradas analógicas são normalmente convertidas com apenas 10 ou 12 bits de precisão, o que é aceitável dentro da capacidade da maioria dos computadores de controle de processo.

O computador tem a capacidade de receber informação acerca de um grupo de 16 sinais de entrada de reles, simultaneamente. Assim, a interface normalmente multiplexar 16 entradas para serem manipuladas pelo computador como um grupo; ainda o registro buffer flip-flop é usado para sincronizar todos os 16 sinais independentes, enquanto o computador estiver realmente recebendo na entrada estas informações.

Finalmente, há um grupo de entradas digitais que são considerados tão importantes que, quando os seus valores variam, o computador deve parar imediatamente o processamento de rotina e verificar os seus novos valores, ou são tão sem-importância que não é importante o tempo requerido para o computador continuamente verificar os seus valores. Estes sinais devem ter a capacidade de interromper o computador, em algum ponto conveniente, durante o processamento de rotina, de modo que o computador tenha os novos status, o mais rápido possível, normalmente dentro de poucos micro-segundos. O circuito de interface do computador deve ter provisão de cuidar de cada uma destas entradas individualmente. Estes circuitos eletrônicos são referidos como a estrutura de interrupção de prioridade. Os circuitos, além de realizar a função de interromper o computador durante o processamento normal, também fornecem uma estrutura de prioridade entre cada uma destas entradas, de modo a decidir o que é mais importante quando vários sinais tentam interromper o computador simultaneamente. Um exemplo de uma interrupção de alta prioridade seria a saída de um circuito eletrônico especial que monitoriza as tensões de alimentação do computador. Sempre que a alimentação falha, o computador, dependendo de sua velocidade, tem a capacidade de se desligar com segurança, de modo que o processamento normal possa continuar automaticamente, quando a alimentação for restaurada.

Isto brevemente define as necessidades para a saída dos circuitos de interface de entrada do computador e simultaneamente as necessidades para os circuitos de entrada do computador, desde que eles devem ser bloqueados e compatíveis. Em resumo, o computador deve ter uma estrutura de bus de entrada digital paralela de 16 bits, para a qual todos os sinais de entradas possam ser multiplexados. Além disso, deve haver provisão para que certas entradas digitais selecionadas tenham a capacidade de interromper o computador, através de algum esquema de prioridade.

2.8. Bus de saída do computador

Há muitas similaridades entre as interfaces de saída e de entrada do computador.

O conversor D/A requer informação de entrada digital paralela mais memória. Uma estrutura de bus de saída paralela digital com um registro de saída buffer satisfaria todas as necessidades do

conversor D/A. Pode haver muitos conversores D/A em um sistema; assim, estes registros buffer devem ser capazes de serem multiplexadas em suas entradas. A definição do registro flip-flop oferecida anteriormente descreve como eles tem esta capacidade, ignorando suas entradas exceto quando estiver sendo executado um comando de memória. Em todos os outros tempos, o registro mantém sua saída exatamente igual a entrada, no instante que o comando de memória foi dado, independente das variações em seus terminais de entrada.

Este tipo de interface de saída do computador também será capaz de servir qualquer função de saída digital paralela, desde que o registro flip-flop realmente não se importa com o que está ligado à sua saída. Isto deixa as saídas tipo trem de pulso e as saídas binárias individuais (1 bit) para serem consideradas.

As saídas de informação binária de 1-bit podem ser tratadas de um modo similar às entradas do computador de 1-bit. Um registro de 16-bit pode ser usado para manipular 16 saídas individuais simultaneamente. Cada saída do flip-flop seria ligada diretamente a um único equipamento. Freqüentemente, este tipo de saída usado para ativar reles, deste modo, amplificadores de acionamento de reles também seriam necessários na interface de saída do computador. Um problema aparece quando uma saída do grupo de 16 reles deve ter seu status mudado. O computador deve comandar todos os 16 simultaneamente; porém, se seu novo comando para qualquer relê particular é exatamente o mesmo que o comando anterior, então o relé não será afetado. Assim, mesmo que somente uma saída das 16 esteja sendo comando para alterar seus contatos, todos os 16 serão comandados simultaneamente, somente aqueles comandos para mudar o status serão afetados.

O tipo final de saída de computador a ser considerado é o da saída tipo trem de pulso modulado em frequência. O computador pode manipular este de saída como se fosse a saída de bit individual, simplesmente mudando uma saída bit na frequência adequada, ou ele poderia jogar a palavra binária de saída para um registro buffer. Este registro seria então ligado a um contador binário. O contador, junto com uma fonte de frequência, seria usado para gerar um número predeterminado de pulsos em uma frequência constante. Este tipo de saída seria usado tipicamente para acionar motores de passo digitais. Outra possibilidade é ter o registro buffer ligado a um registro shift. A informação no registro shift é então deslocada, para a direita ou esquerda, para fora do registro até que cada um dos 16 bits tenha sido deslocado, em uma ordem adequada. Isto é um conversor paralelo-para-serial.

Os sinais de saída modulados na frequência de pulsos podem ser também saída de conversor D/A, a saída cc de que é usada como entrada para um conversor voltagem-para-frequência.

Em resumo, as necessidades reais da saída do computador digital são muito parecidas com as de entrada do computador. Ambas requerem a capacidade para a transferência paralela de 16 bits de informação digital. Ambas requerem a capacidade de multiplexar todos equipamentos para os buses, tudo disso podendo ser feito usando registros flip-flop.

2.9. Entrada/Saída do computador

Desde que as necessidades do bus de transferência de dados de entrada e de saída são aproximadamente idênticas e desde que o computador pode fazer somente uma operação de vez, normalmente o mesmo bus de 16-bit é usado tanto como entrada para como saída do computador. O arranjo comum ou compartilhado do bus de entrada/saída (E/S) do computador foi comum para muitos anos. Recentemente, porém, vários novos computadores possuem arquitetura baseada estruturas de bus separadas de entrada e de saída. Elas são projetadas especialmente, de modo que ambos os buses são simultaneamente usados, aumentando a capacidade de frequência dos dados de E/S.

Muitos fatores devem ser levados em consideração, quando decidindo se um estrutura de bus simples é preferida a uma dual. O critério de decisão é quase sempre de economia. Economia não se refere apenas aos custos de equipamento (hardware) mas também economia em custos de programação, tempo do computador e uso de memória. As indicações atuais mostram que a arquitetura de bus dual tem provado ser a mais económica e eficiente, quando usada em aplicações de controle de processo.

Isto complica a discussão do projeto interno do computador e seu funcionamento. A arquitetura dual se torna popular mas a maioria dos sistemas existentes de controle e dos micro computadores digitais existentes usam a arquitetura de E/S compartilhada. A discussão é simplificada se for apresentada, assumindo uma estrutura de bus E/S dual, desde que a necessidade para a multiplexagem no tempo do mesmo bus para entrada e saída é eliminada. Assim, será assumido o uso de bus de entrada e de saída separados. De modo a fazer o material aplicável a um bus compartilhado, simplesmente admitir que os mesmos 16 fios (bus E/S) são alternativamente usados para entrada e para saída, a lógica dentro do computador ora ligando acionadores de linha ou receptores de linha aos terminais destes fios do computador.

Tendo resolvido que o computador irá "ver" somente registros digitais flip-flop conectados ao bus de entrada de dados com 16-fios (bit) e sairá somente sobre uma estrutura de bu de 16 fios para as entradas dos registros buffer digitais flip-flop, o problema agora é identificar especificamente quais registros flip-flop e qual bus, a cada momento.

2.10. Endereçamento E/S

Cada um dos registros flip-flop de entrada tem atribuido um unico número de codigo binario e é fornecido com uma lógica digital que decodifirá apenas este exato número de codigo. As entradas para esta lógica de decodificação são ligadas a um bus, funcionalemtne separado dos bus de dados, de normalmente 6 a 8 fios, chamado de estrutura de bus de endereco de entrada. Sempre que a lógica decodificadora associada com qualquer registro de entrada particular econhecer seu código único, ela ativa um especifico registro buffer do equipamento de entrada do computador. Este código único é apropriadamente chamado de endereço do equipamento. Sempre que o computador requer informação de qualquer equipamento, ele coloca este código do equipamento em seu bus de endereço de entrada e a lógica de decodificação de endereço permite que apenas o equipamento endereçado forneça a informação ao computador.

Há uma duplicação exata desta estrutura de bus de endereço e da lógica de decodificação de endereço que é usada para seletivamente permitir que cada equipamento de saída particular (registro buffer) possa receber a informação do computador: é o bus de endereço de saída e a lógica de decodificação de endereço de saída. Este bus adicional e sua lógica decodificadora fornecem os meios para o computador selecionar qualquer equipamento particular para transferir informação para seu registro buffer e/ou para alertar o equipamento para receber a informação.

Duas estruturas de bus adicionais devem ser mencionadas para o

endereçamento dos equipamentos. Desde que o computador pode fazer somente uma coisa a um tempo, freqüentemente estas estruturas de bus de endereço são multiplexadas no tempo para os fios do bus de E/S de dados, com o controle e o sincronismo necessários, de modo que os equipamentos saibam como e quando ligar aos mesmos 16 fios (bus E/S). Neste trabalho, duas estruturas de bus de endereço E/S separadas serão assumidas, em adição às duas estruturas de bus de dados independentes.

2.11. Processamento de dados

Neste ponto, o computador deve ter a capacidade de endereçar cada um dos possíveis equipamentos ligados a ele na entrada ou na saída e transferir a informação do ou para este equipamento.

Freqüentemente, quando chega ao computador o valor escalonado de uma variável de processo, ele verifica este valor contra os valores máximo e mínimo que esta variável não pode exceder. Estes valores limites foram armazenados previamente na memória do computador para serem tomados facilmente como referência. Isto pode ser conseguido por uma série de comparações, que matematicamente é igual a complementar, incrementar e adicionar os dois valores, enquanto testando para resultado positivo ou negativo. Quando este valor da variável for "fora da tolerância", este fato é normalmente indicado na saída do computador, na forma de um alarme.

Além de ou em vez de comparar dos dados a valores máximo e mínimo, freqüente o valor atual é comparado com seus valores passados para determinar a taxa de variação da variável no tempo. Isto introduz a necessidade de um relógio interno ao computador. Há vários modos de manter o rastreamento do "tempo real" dentro do computador, mas normalmente isto requer a simples adição da habilidade de incrementar ou decrementar um número. Sistemas mais complicados podem ter este relógio como uma função separada do equipamento, interna ou externa ao computador.

O método de manipular a informação do status do contato de relé, em grupos de 16, introduz a necessidade de ser capaz de "comparar logicamente" os valores das palavras digitais. Isto inclui a necessidade de executar as funções lógicas AND e OR, ambas em palavras de 16-bit e nos bits individuais desta palavra, desde que cada um dos 16 bits representa um relé diferente. Isto também implica na capacidade de testar os resultados de manipulações lógicas. A necessidade de ser capaz de trabalhar independentemente com cada bit na palavra do computador pode requerer a capacidade de deslocar a palavra para a direita ou esquerda com um elemento lógico testável, lembrando o valor de cada bit, um por vez. Além disso, o computador deve ser capaz de fórmular e dissecar palavras de 16-bit, bit por bit, na informação do status do contato do relé de entrada e de saída.

Todas estas manipulações de dados internas mencionadas requerem que os valores prévios e/ou limitantes sejam facilmente disponíveis na memória do computador. Estes valores devem ser armazenados em locais lógicos e facilmente endereçáveis. Normalmente, eles são armazenados em "tabelas" internas. Constantes numéricas, curvas trigonométricas e outras não lineares, códigos binários, tabelas de conversão podem também ser armazenados no computador em formato de tabela. Isto introduz a necessidade que a lógica interna de endereçamento de memória do computador inclua a capacidade de executar aritmética simples no endereço de memória. Isto requererá uma lógica interna adicional; porém a unidade aritmética do computador terá a capacidade de executar a aritmética necessária e portanto, não é necessária nenhuma lógica aritmética adicional.

A categoria final de processamento aritmético de dados inclui a solução de equações algébricas e lógicas. A solução de equações dentro do computador digital binário forma a base da programação do computador. Essencialmente o sistema de numeração binário não é facilmente adaptável à solução de equações, com a exceção de equações lógicas binárias. Para resolver mesmo as equações algébricas mais simples, são usadas técnicas complexas, como de

aproximações de séries infinitas, procura-em-tabela, simulação da equação, iteração, aproximações sucessivas.

A maioria destas técnicas requer manipulações aritméticas relativamente muito simples que coletivamente simula a solução de processos matemáticos mais complexos, tais como multiplicação, divisão, integração, diferenciação, potenciação, radiciação. O que torna o computador digital binário aceitável para a solução de equações é a sua extremamente alta velocidade de execução das operações elementares. O computador digital pode fazer literalmente centenas de milhares de adições, subtrações e deslocamentos em um segundo, compensando assim a dificuldade de programação para estes cálculos.

A solução de equações algébricas e diferenciais pode ser obtida pelos mesmos elementos lógicos aritméticos binários anteriores. A capacidade computacional e a velocidade do computador seriam aumentadas com a multiplicação digital, porém isto é muito caro e raramente é usado em computadores para controle de processo.

Em resumo, as necessidades computacionais do computador de controle de processo são baseadas no somador binário, com as capacidades adicionais de deslocamento de palavras de dados e com a manipulação de cada bit individualmente. Também são necessários e usados os circuitos lógicos para testar os resultados da adição binária, testar cada bit na palavra de dados do computador, executar as comparações lógicas de AND e OR de palavras binárias e testar os resultados destas operações lógicas.

2.12. Computador no controle de processo

O computador, como desenvolvido nas discussões anteriores, tem os bus separados de entrada e saída para dados de 16-bit, os bus separados de endereço de entrada e saída, a estrutura de interrupção de prioridade, a memória, a unidade aritmética e, finalmente, a unidade de sincronismo e controle, necessária para fazer todos os outros componentes trabalharem juntos. O enfoque tomado para definir as especificações funcionais do computador de controle de processo foi baseado nas necessidades próprias do processo e mostrou a necessidade de 4 unidades básicas de qualquer computador digital: unidade de entrada/saída, unidade aritmética, memória e unidade de sincronismo e controle.

A discussão seguinte estudará cada uma destas quatro unidades básicas, do ponto de vista de como elas controlam o fluxo de dados e quais operações elas executam com os dados.

O dado se refere a qualquer palavra digital de 16-bit, que não seja instrução de programa ou endereço. O dado inclui qualquer e toda informação da variável do processo, códigos representando estes valores das variáveis, informação digital sendo transferido para ou de qualquer periférico. Qualquer palavra binária de 16-bit que é transmitida para e do computador via as estruturas de bus de dados de entrada e saída é um dado, independe do que a informação realmente representa ou como ela será usada finalmente.

Os dados de entrada para o computador passa diretamente para a unidade aritmética ou diretamente para a memória do computador, para uso futuro. Os dados de saída do computador devem vir da memória ou da unidade aritmética do computador. Finalmente, deve haver provisão para o fluxo bidirecional de dados entre a memória e as unidades aritméticas.

2.13. Programação do computador

Um computador digital é um conjunto muito complexo de circuitos que são capazes de executar apenas operações muito simples, numa velocidade muito alta. Por exemplo, a sua unidade aritmética tem a capacidade de executar somente adições binárias.

Para o mar dois números binários, deve ser seguido o seguinte processo:

1. toma-se um dos dois números, da memória ou do bus de entrada de dados do computador e armazena este número em um registro,
2. toma-se o segundo número a ser somado de outra fonte e armazena-o em outro registro,
3. alimenta a informação destes registro em um somador binário,
4. toma a saída do somador binário e a armazena em algum lugar,
5. verifica o indicador de excesso (overflow) para verificar se a saída do somador binário tem significado prático (a soma não pode exceder a capacidade do computador).

Esta é a seqüência de operações no computador mais freqüentemente realizada e para executa-la, deve-se realizar muitos passos individuais. De modo a "programar" o computador para fazer esta operação simples, deve-se especificar claramente e em seqüência, cada operação a ser feita. Isto constitui o programa do computador.

O programa do computador é o mecanismo real, através do qual a sua operação é controlada. Assim, a decodificação e execução dos passos individuais do programa do computador é a função da lógica de controle do computador.

2.14. Programação em linguagem de máquina

Programar um computador digital é controlar cada operação que se realiza internamente no computador. Os fabricantes de computador reduziram a quantidade de programação necessária, combinando várias relações usadas freqüentemente em uma única etapa, de modo que um único comando possa iniciar uma seqüência de operações mais simples e mais básicas. Por exemplo, uma instrução especifica do programa pode causar uma palavra de dados de 16-bit ser retirada da memória do computador e armazenada no registro A. Assim, uma instrução do computador realmente fez com que vários comandos internos sejam executados seqüencialmente:

1. a memória foi "ciclada" e a palavra de dado desejada foi retirada,
2. a alimentação necessária foi estabelecida, de modo que esta palavra de dado seja transmitida para o registro A.
3. o comando apropriado (pulso gatilho) foi gerado e a palavra dado foi armazenada no registro.

A programação do computador neste nível é chamada de programação de linguagem de maquina ou programação simbólica. É o nível mais baixo de detalhe que qualquer programador deve ou pode trabalhar. O programador codifica cada comando individual para a lógica do computador, que executa o controle elementar do fluxo de informação de um ponto a outro dentro do computador ou entre um componente especifico do equipamento interno do computador e um periférico externo). Cada uma destas instruções do programa realmente gera uma seqüência de operações mais básicas e elementar a ser executada pelos elementos lógicos do computador. Porém, o programador do computador não tem controle sobre estas operações mais básicas; elas são programadas por fiação na lógica de controle do computador, são acionadas pelas suas instruções e controladas seqüencialmente por um mecanismo interno de sincronismo.

Provavelmente, a operação do computador mais básica e de rotina é a ciclagem da unidade de memória. As instruções do programa são sempre armazenadas em algum lugar dentro da memória e quando cada instrução do programa é executada, o computador deve simultaneamente causar o próximo passo do programa ser retirado da memória, independe do que as outras operações internas sejam requeridas por esta instrução particular.

2.15. Ciclo do computador

Isto leva à necessidade para uma seqüência de eventos de rotina ser feita durante a execução de quase toda instrução do computador. Esta seqüência de eventos é controlada pela unidade lógica e de sincronismo do computador automaticamente, a cada momento que qualquer instrução seja executada e isto não precisa ser especificamente estabelecido pelo programador (humano).

Esta seqüência de rotina requer um período de tempo que, junto com o intervalo de tempo requerido para executar a maioria das instruções elementares do programa, é chamada de ciclo do computador ou ciclo da maquina. Este é o tempo básico de execução da instrução requerido pelo computador e é a especificação que o fabricante deve estabelecer claramente. Assim, um ciclo do computador de 1,76 bus é o tempo total requerido para que este computador faca toda sua rotina (obter a próxima instrução, levar os dados para os vários equipamentos funcionais, verificar a interrupção de prioridade) mais o tempo necessário para executar uma instrução básica do computador de um ciclo. Alguma instrução mais complexa do computador pode requerer mais de um ciclo para sua execução. A transferência de dados entre o computador e seus periféricos tipicamente requer vários ciclos de maquina para sua execução.

Mesmo que se leve um ciclo do computador para executar a instrução mais básica, na realidade há muitas operações sequências ocorrendo internamente no computador durante este intervalo de tempo, uma delas sendo o ciclo fetch.

2.16. Programando o compilador

Em qualquer aplicação de controle de processo, o custo de instalação real do computador digital representa somente uma fração dos custos de automação. O custo individual maior é normalmente o da programação. O processo de realmente fazer o computador "fazer algo", uma vez ele tenha sido bloqueado no processo d' da responsabilidade do programador do computador, não do técnico de instrumentação. Porém, o técnico deve estar familiarizado com os problemas que o programador eventualmente encontra, de modo que, se algo não funcionar, ele possa decidir se o erro está na programação ou na falha do equipamento físico.

Geralmente, o programador escreve o programa para o controle do processo em linguagem de maquina. Porém, para simplificar seu trabalho e reduzir as despesas de programação, outras linguagens de programa do computador foram desenvolvidas, especificamente para tornar mais fácil e rápida a programação. Estas linguagens são projetadas para eliminar a necessidade que o programador fale ao computador cada operação básica para ser executada.

Seja o exemplo simples de soma de dois números, que toma vários passos de programa de linguagem de maquina. Seria muito simples se o programador pudesse simplesmente escrever a instrução: "SOME X COM Y" e deixasse que o computador se preocupasse com a sua realização.

Estas linguagens existem e são usadas com frequência, porém, o computador não pode entende-las. Assim, é necessário uma translação ou tradução entre a linguagem simplificada e inteligível ao programador e a linguagem que o computador entende e executa.

A translação é feita por um programa do computador que foi especificamente projeto para aceitar cada uma das instruções simplificadas e converte-las em uma série de instruções de linguagem de maquina que o computador requer, para obter o mesmo resultado. Além disso, este programa de translação mantém o rastreamento de onde cada dado, cada

instrução do programa está sendo armazenada no computador. Este programa alivia o programador da necessidade de fazer todo endereçamento interno e ele se preocupa apenas de definir o que o programa deve fazer. Este programa de transição de linguagem do computador é chamado de compilador. A linguagem de programação simplificada é chamada de linguagem a nível de compilador, como Fortran, Basic, Cobol.

Uma questão obvia seria: porque alguém se aborrece em escrever programas de computador em linguagem de maquina, quando são disponíveis linguagens de compilador, mais fáceis de serem usadas? A resposta a esta questão é: economia e rapidez. Além disso, como um técnico está envolvido com a manutenção do computador, que responde somente às instruções de linguagem de maquina, independente do tipo de linguagem compilada usada. Assim, o técnico deve aprender a programação em linguagem de maquina de seu computador especifico.

2.17. Programação simbólica

Voltando à programação do computador em linguagem de maquina, há dois métodos de programação, para o mesmo computador:

1. estabelecendo um código binário, onde cada bit ou combinação de vários bits tem um significado especifico para a unidade de sincronismo e controle do computador,
2. pela programação simbólica, onde o fabricante do computador fornece um programa teoricamente similar ao compilador. Cada instrução de código binário de linguagem de maquina é associada normalmente a um código mnemônico de 3 ou 4 letras, facilmente decoráveis. O programa de linguagem de maquina é então escrito usando-se estes símbolos mnemônicos e um programa do computador translada estes símbolos em bits binários que o computador requer. Este programa é chamado de programa assembler e o processo é chamado de programação em linguagem assembler.

A diferença básica entre o assembler e o compilador está na relação das instruções da linguagem de maquina (código binário) geradas para cada uma das instruções da linguagem assembler ou compilada. Para um compilador, uma instrução em linguagem de compilador normalmente requer muitas instruções em linguagem de maquina. Em linguagem assembly (simbólica) há uma correspondência uma-para-uma entre o número de instruções simbólicas e de maquina.

Normalmente, o programador do computador de controle de processo, irá escrever o programa em linguagem de maquina simbólica. Quando o programa é escrito e testado no sistema, inevitavelmente acontecerá que algo não funciona. Há duas possibilidades: ou o programa não está escrito corretamente ou há defeito no equipamento. Desde que o programador sabe pouco acerca do funcionamento interno do equipamento do computador, é normalmente deixado para o técnico trabalhar com o programador para procura e isolar o problema, o que constitui uma boa razão para o técnico aprender programação.

Apêndice A

Enfoque Matemático

1. Equações do Processo

O processo e o controle devem ser considerados como uma unidade na análise do problema de controle. Equações simples mostram o efeito de cada elemento no processo. Esta análise é básica para um entendimento da técnica requerida para a prática de um controle ótimo.

1.1. Introdução

O controle do processo industrial é uma das atividades mais importantes e desafiadoras na engenharia. Embora sua historia seja comparativamente curta, ela tem incluído feitos notáveis no desenvolvimento de muitos processos industriais. Na indústria moderna, a necessidade de produção em alta velocidade tem resultado em quase inacreditáveis taxas de produtividade. A demanda atual para altíssima qualidade e produção rápida tem colocado uma tarefa árdua no controlador automático.

Para resolver os problemas atuais de produção cada vez mais automatizada, é hora de considerar o projeto do processo e do controlador *como uma unidade*, deste modo possibilitando a aplicação econômica de um controlador simplificado, com o mínimo de ajustes possível. Além disso, muitos processos industriais podem ser feitos mais fáceis de controlar, se certas escolhas criteriosas e ajustes no processos são feitas no estágio do projeto. Isto raramente ocorre e por isso, na prática, uma grande variedade de ajustes deve ser disponível no controlador.

Há uma necessidade de um método de análise que possa ser usado no campo do controle automático moderno que não esteja desligado do sistema físico em si. O objetivo deste capitulo e dos seguintes é o de desenvolver um método analítico de enfocar os problemas associados com os sistemas de controle automático. Embora algumas das equações possam parecer difíceis, deve-se entender que isso é principalmente por causa de seu grande comprimento relativo. Uma vez os valores numéricos das constantes do processo sejam substituídos, elas se reduzem a expressões muito mais simples. Há uma vantagem definitiva em estabelecer as equações do sistema de um modo geral, mesmo que as equações se tornem muito compridas, porque isto permite a catalogação das soluções que podem ter valor no futuro estudo de outros processos que sejam análogos matematicamente.

O método a ser apresentado trata cada componente do sistema de controle como uma resistência e uma capacitância individuais, desenvolve equações simples para cada componente e as combina para formar uma equação completa representando o sistema inteiro. Este primeiro capitulo está relacionado somente com as equações do processo. Ele é expandido em um sistema com três capacidades. As equações desenvolvidas serão representativas de processos simples e complicados. Os sistema que são ainda mais complexos podem ser desenvolvidos de um modo análogo. Do mesmo modo, sistemas envolvendo resistências e capacitâncias paralelas podem ser sintetizados pelos mesmos procedimentos.

1.2. Equações do processo

As operações da planta ou os procedimentos de fabricação que utilizam

controles automáticos são classificados genericamente como processos. Eles podem ser simples ou complexos. Como este estudo está relacionado com a análise e a síntese matemáticas dos processos controlados, é necessário expressar primeiro o processo em forma matemática.

Para o propósito de derivar as equações do processo, será empregado um sistema de nível de liquido. Não há perda de generalidade nesta escolha de processo porque os outros processos, tais como temperatura, pressão e vazão, possuem equações matemática idênticas.

Primeiro, é necessário decidir acerca de um sistema padrão para representar o processo. O sistema mais facilmente aplicável é o de representar o processo por um número de capacidades e resistências. Capacidade é habilidade do processo armazenar energia, liquido, pressão ou qualquer outro meio que o processo possa ser. Resistência é a propriedade que o processo apresenta para restringir a vazão da *substância* entre as várias capacidades. Elas serão representadas por **C** e **R**, respectivamente nos desenvolvimentos seguintes (Fig. 1.1). O símbolo **x** com um índice apropriado será usado para denotar o potencial ou nível em cada capacidade. O símbolo $\mathbf{x_q}$ será usado para significar o potencial para o qual a vazão de saída é descarregada. Os valores de **R** e **C** serão assumidos constantes.

1.3. Processo com única capacidade

O sistema elementar básico é um processo com uma única capacidade. Felizmente, este tipo é encontrado na prática e, portanto, é representativo para se estudar.

Um sistema de nível de liquido de uma capacidade é mostrado na Fig. 1.1. As dimensões das várias quantidades estão mostradas na Tab. 1.1.

Tab. 1.1. - Símbolos e Dimensores para o Processo

	Símbolo	**Dimensão**
Nível	x	m
Vazão	F e Q	m^3/min
Capacitância	C	m^3/m
Resistência	R	m/m^3/min
Tempo	t	min

A capacidade de um tanque simétrico é calculada como segue:

C = volume do vaso/altura

A resistência à vazão através de uma restrição (tal como a resistência de saída do tanque da Fig. 1.1.) é a seguinte:

$$R_q = \frac{x - x_q}{Q} \qquad 1.1$$

Isto é simplesmente a lei de Ohm para a vazão.

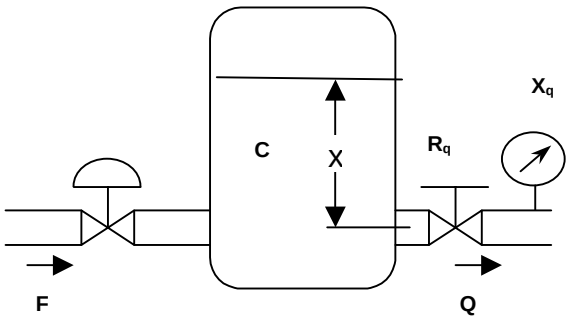


Fig. 1.1. Processo de nível de líquido com única capacidade

A equação descrevendo um processo de nível de liquido com uma única capacidade pode ser obtida escrevendo uma expressão para a taxa de variação do nível quando a entrada e a saída são diferentes. Um distúrbio no nível da vazão de saída x_q faz estas vazões serem diferentes. Para um distúrbio fixo, as duas vazões se tornam iguais de novo, após um período de tempo. Imediatamente após o distúrbio, a variação de nível (dx/dt) é diretamente proporcional à diferença entre a vazão de entrada e de saída e inversamente proporcional à capacidade C do vaso. Isto pode ser expresso matematicamente como:

$$\frac{dx}{dt} = \frac{F - Q}{C} \qquad 1.2$$

Resolvendo a eq. 1.1 para Q e substituindo este resultado na eq. 1.2 e rearrajando, tem-se:

$$\left(\frac{1}{R_q}\right)\left(H\frac{dx}{dt} + x\right) - \frac{x_q}{R_q} = F \qquad 1.3$$

onde

$$H = R_q C \qquad 1.4$$

A eq. 1.3 é básica para todos os processos de única capacidade do tipo mostrado na Fig. 1.1. Note que ela é uma equação diferencial de primeira ordem. Ela foi derivada em termos das constantes de resistência e capacidade do processo, da altura de saída x_q (que será tratada como uma fonte de distúrbio ao sistema) e da vazão de entrada F. Agora, não se está preocupado com o efeito das variações na vazão de entrada. Mais tarde, quando o controlador automático for incluído, será visto que se pode escrever uma expressão para F em termos do nível, x, que será selecionada como a variável a ser controlada.

1.4. Nível de liquido com 2 capacidades

Um processo de nível de liquido com duas capacidades é mostrado na Fig. 1.2. As dimensões representadas pelos vários símbolos são as mesmas da Tab. 1.1. Os índices identificam a localização das quantidades do processo (vazão, resistência, capacidade e nível). A inclusão de uma segunda capacidade resulta em uma equação de processo mais complicada. Porém, o desenvolvimento da expressão matemática para este processo é direta e pode ser seguida sem dificuldade. É somente necessário repetir os passos que foram seguidos na obtenção da eq. 1.3 para um processo de única capacidade.

Referindo-se ao processo de duas capacidades da Fig. 1.2, pode-se escrever as expressões para a vazão entre os vasos e a vazão de saída do seguinte modo. Quando um distúrbio ocorre no processo, tal como uma variação na altura de saída x_q, todas as vazões ficam desiguais imediatamente após o distúrbio. As expressões para a vazão entre os vasos e a vazão de saída são, respectivamente:

$$F_2 = \frac{(x_1 - x_2)}{R_2} \qquad 1.5$$

$$Q = \frac{(x_2 - x_q)}{R_q} \qquad 1.6$$

Estas equações simplesmente indicam que a vazão através da restrição ou da resistência (que foi assumida como linear na análise) é diretamente proporcional à diferença no nível ou queda de potencial através da resistência e inversamente proporcional à resistência em si. O próximo passo é escrever expressões para esta variação de nível em cada tanque durante o período do distúrbio. Assim,

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{F - F_2}{C_1} \qquad (1.7)$$

$$\frac{dx_2}{dt} = \frac{F_2 - Q}{C_2} \qquad (1.8)$$

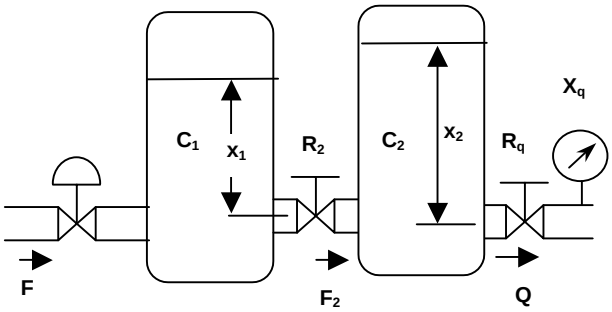


Fig. 1.2. Processo com 2 capacitâncias

As eq. 1.5 até 1.8 fornecem todas as relações necessárias para se obter uma única equação em termos do nível do tanque x, vazão de entrada F, distúrbio no nível x_q e as constantes do processo de resistências e capacidades. A equação seria derivada ou em termos do nível no primeiro tanque ou do nível no segundo tanque, o que for desejado. Assume-se que é o nível no tanque 2 (x_2) é o escolhido. Mais tarde, será discutida uma aplicação de um controlador automático para manter o nível no Tanque 2 em algum valor desejado. Após aplicar álgebra na eq. 1.5 até 1.8, obtém-se a seguinte expressão:

$$\frac{1}{R_q}\left(J_2\frac{d^2x_2}{dt^2}+J_1\frac{d^2x_2}{dt^2}+x_2\right)-\frac{x_q}{R_q}=F \qquad (1.9)$$

onde

$$J_2 = C_1C_2R_2R_q \qquad (1.10)$$

$$J_1 = C_1R_2 + C_1R_q + C_2R_q \qquad (1.10)$$

A eq. (1.9) é a equação final do processo para um sistema com duas capacidades do tipo mostrado na Fig. 1.1. A adição de uma segunda capacidade resulta em aumentar a ordem da equação de primeira para segunda.

1.5. Processo com três capacidades

Como consideração final do processo, seja o sistema com três capacidades (Fig. 1.3). As várias quantidades são identificadas na Tab. 1.1. Um processo de três capacidades é representativo de um sistema complexo para controlar. A equação que descreve tal processo será uma equação diferencial de terceira ordem.

Ela pode ser derivada seguindo-se os procedimentos idênticos usados para se obter a equação de processo para um sistema de uma e duas capacidades.

Assumindo um distúrbio ocorrendo no processo por uma variação tipo degrau na altura da saída x_q, as vazões entre os vários vasos e a de saída serão as seguintes:

$$F_2 = \frac{(x_1 - x_2)}{R_2} \qquad (1.11)$$

$$F_2 = \frac{(x_2 - x_3)}{R_3} \qquad (1.12)$$

$$Q = \frac{x_3 - x_q}{R_q} \qquad (1.13)$$

A taxa de variação do nível em cada vaso é:

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{F - F_2}{C_1} \qquad (1.14)$$

$$\frac{dx_2}{dt} = \frac{F_2 - F_3}{C_2} \qquad (1.15)$$

$$\frac{dx_3}{dt} = \frac{F_3 - Q}{C_3} \qquad (1.16)$$

As eq. 1.11 até 1.16 podem ser combinadas para se obter uma única equação em termos de qualquer um dos níveis do tanque (x), o nível de saída (x_q), a vazão de entrada (F) e as constantes de processo de resistência e capacidade. Uma álgebra comparativamente mais

complexa é necessária na combinação das equações acima para a obtenção de uma única expressão, que será chamada de equação do processo. É necessário decidir o nível do tanque de interesse. Por exemplo, seja o nível do tanque 3, x_3 , o selecionado como o local de interesse. Usando-se determinantes para derivar a equação final do processo para o sistema de três capacidades:

$$\left(\frac{1}{R_q}\right)\left(K_3\frac{d^3x_3}{dt^3}+K_2\frac{d^2x_3}{dt^2}+K_3\frac{dx_3}{dt}+x_3\right)-\frac{x_q}{R_q}=F \qquad (1.17)$$

onde

$$K_3 = C_1C_2C_3R_2R_3R_q \qquad (1.18a)$$

$$K_2 = C_1C_2R_2R_3 + C_1C_2R_2R_q + C_1C_3R_2R_q + C_1C_3R_3R_q + C_2C_3R_3R_q \qquad (1.18b)$$

$$K_1 = C_1R_2 + C_1R_3 + C_1R_q + C_2R_3 + C_2R_q + C_3R_q \qquad (1.18c)$$

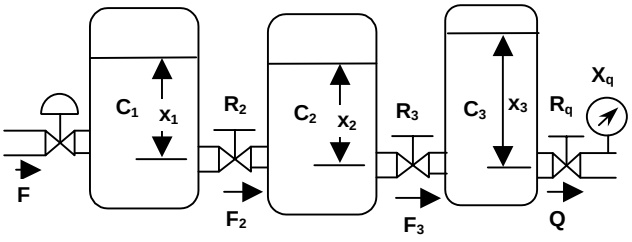


Fig. 1.3. Processo de nível de líquido com três capacidades

A eq. 1.17, com valores das constantes K, como dados nas eq. 1.18, é a equação final do processo para um sistema com três capacidades. Ela é representativa de todos os sistemas com três capacidades do tipo mostrado na Fig. 1.3. As resistências e capacidades do processo estão sendo tratadas como constantes na presente análise. Deste modo, uma vez os valores numéricos delas sejam conhecidos e substituídos na eq. 1.18, os valores de K_1, K_2, e K_3 serão números.

As três relações dadas na eq. 1.18 são extremamente valiosas na determinação de como estes coeficientes podem ser alterados pela variação dos tamanhos dos vasos e das restrições ou resistências à vazão. Note que há uma grande interação das resistências e capacidades e que estes coeficientes não são simplesmente derivados. Não é possível alterar um coeficiente sem afetar outro. Na análise de sistemas, será encontrado que o valor relativo de vários coeficientes é o fator importante que determina a característica do sistema. Isto será tratado em mais detalhe quando se incluir o controlador automático no sistema.

1.6. Conclusão

Foi mostrado um procedimento para se obter a equação do processo que é o sistema físico em si e pode ser alterado para obter o melhor desempenho do controle. O método seguido é simples, direto e com um significado tangível. O próximo passo é incluir o controlador automático no sistema físico. O controlador automático incluirá

1. o elemento sensor,
2. as linhas de transmissão de sinal
3. o elemento final de controle que regula a vazão de entrada do processo.

2. Equações do controlador

O segundo passo para descrever matematicamente um sistema de controle com malha fechada é o desenvolvimento da expressão matemática para o sistema de controle - incluindo o elemento de medição, o controlador, o elemento final de controle e as linhas de transmissão. Isto é feito para um controlador PID. As descrições claras das constantes do sistema são importantes.

2.1. Introdução

O sistema de controle com malha fechado é constituído pelo

1. processo,
2. elemento de medição,
3. controlador e
4. elemento final de controle.

O controlador automático recebe um sinal do elemento de medição e transmite um sinal corretivo para o elemento final de controle. (Fig. 2.1). Por questão de simplicidade, o elemento de medição, o elemento final de controle, os sistemas de transmissão são considerados como parte do circuito do controlador.

No capitulo anterior, as equações básicas (descrições matemáticas) dos processos de uma, duas e três capacidades foram desenvolvidas em termos de vazão de entrada (F) para um processo de nível de liquido, a variável controlada (x) e as constantes do processo. O objetivo deste capitulo é o de estabelecer equações da porção do controlador do circuito em termos de F, x e das constantes do controlador.

2.2. Circuito do controlador ideal

Assume-se que toda a seção de controle é ideal - isto é, que não há tempo de atraso entre o recebimento e a transmissão de um sinal para o elemento seguinte. A Fig. 2.1 representa um processo de uma única capacidade e o circuito de um controlador *ideal*. Essencialmente, o que se está assumindo na Fig. 2.1 é que não há capacidade ou resistência no sistema de medição, no controlador ou no elemento final de controle. Assim, uma variação no nível do ponto desejado resultará em uma variação imediata na vazão de entrada do processo.

2.3. Modos de controle

Os tipos básicos de controle automático que serão considerados são:

1. proporcional,
2. integral ou reset
3. derivativo ou rate
4. combinação de PI
5. combinação de PD
6. combinação de PID.

O controle proporcional é um modo de ação de controle em que a saída é proporcional ao sinal de entrada.

O controle integral é uma ação de controle em que a saída varia em uma taxa que é proporcional à amplitude do sinal de entrada.

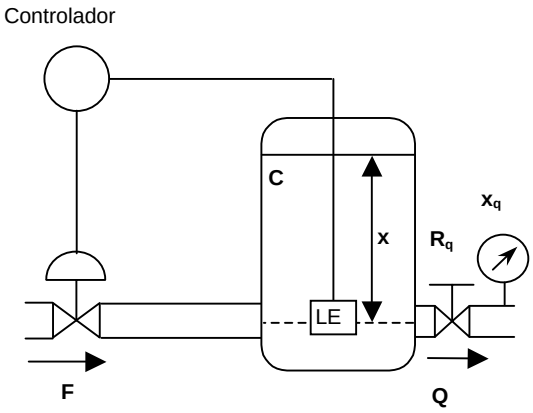


Fig. 2.1. Processo com única capacidade e controlador ideal, válvula e sistema de medição (ideal porque não tem tempo de atraso)

O controle derivativo é uma ação de controle em que o valor da saída é proporcional a taxa de variação da entrada. As expressões matemáticas para cada uma destas três ações do controlador são:

Proporcional

$$F = -\alpha(x - x_o) + F_o \qquad (2.1)$$

Integral

$$F = -\gamma\int(x - x_o)dt + F_o \qquad (2.2)$$

Derivativa

$$F = -\beta\left(\frac{dx}{dt}\right) + F_o \qquad (2.3)$$

Proporcional mais Integral mais Derivativa

$$F = -\alpha(x - x_o) - \gamma\int(x - x_o)dt - \beta\frac{dx}{dt} + F_o \qquad (2.4)$$

Nestas equações, as constantes α (proporcional), γ (derivativa) e β(integral) representam os fatores de controle totais que relacionam a entrada (variação do nível em metros) à saída (variação na vazão em m^3 por segundo) e assim não são os ajustes encontrados nos controladores comerciais.

O sinal negativo no lado direito das eq. 2.1 a 2.4 é usado para obter a ação corretiva apropriada do controlador. Por exemplo, se o nível (x) aumentasse, o controlador agiria para diminuir a vazão (F), de modo a restaurar o nível em torno do valor desejado (x_O). F_o representa o valor inicial da vazão de entrada.

As unidades de α, β e γ para o processo de nível de liquido mostrado na Fig. 2.1 são:

α = vazão em m^3/s por erro em metro de nível,

β = vazão de m^3 /s , por m/s de velocidade de nível,

γ = vazão em m^3 /s, por segundo, por erro em metro de nível

Uma análise dimensional nas unidades de α, β e γ para o processo de nível de liquido dá:

α = m^2/s
β = m^2
γ = m^2/s^2

As dimensões de α , β e γ dependem da aplicação particular do processo. Por exemplo, se o processo fosse controle de temperatura, em vez de nível de liquido, as unidades de α seriam de kg de vapor por min por ^{o}C na entrada ou talvez caloria por min por ^{o}C na entrada. Se o processo fosse controle de pressão, as unidades de a seriam kg de gás por min por Pascal na entrada.

2.4. Efeito do atraso na linha da válvula

A Fig. 2.2 mostra um desenho simplificado para um processo de nível de liquido e um circuito controlador possuindo um atraso na seção entre o controlador e o elemento final de controle. Este atraso está presente em circuitos de controle pneumático porque há usualmente uma longa linha de transmissão entre o controlador e a válvula e o diafragma da válvula em si também possui uma grande capacidade. Este atraso é representado na Fig. 2.2 como um estágio resistência-capacidade. A nomenclatura usada nesta figura é a seguinte:

p_c = pressão na entrada do controlador, em kPa

p_{co} = valor inicial da pressão na saída do controlador, em kPa

p_V = pressão no diafragma da válvula em kPa

p_{VO} = valor inicial da pressão no diafragma da válvula em kPa

F_V = vazão de ar através da resistência Rv para o diafragma da válvula, em kg por min.

R_V = resistência na linha de transmissão entre o controlador e o elemento final de controle em kPa por vazão em kg por min

C_V = capacidade do diafragma da válvula em kg por kPa.

Para um controlador proporcional, a variação na saída é proporcional à variação na entrada. Pode-se expressar isto matematicamente como:

$$p_c - p_{co} = -a(x - x_o) \qquad (2.6)$$

onde **a** representa uma constante do controlador que converte o sinal medido no sinal pneumático apropriado do controlador. As unidades de **a** neste caso são a saída kPa por variação em m na entrada. É o ganho do controlador e será combinado mais tarde com o fator da

válvula para formar o fator total do circuito de controle proporcional α.

A variação na vazão através da válvula de controle (assumindo uma válvula com característica linear) é proporcional à variação na pressão no diafragma da válvula. Isso pode ser expresso matematicamente como:

$$F - F_o = b(p_v - p_{vo}) \qquad (2.7)$$

onde **b** é uma constante da válvula relacionada com a característica inerente da válvula. Ele é chamado de fator da válvula e as unidades de **b**, neste caso, são m^3 por min por kPa.

A vazão através da resistência R_V que ocorre quando há uma variação na saída do controlador pode ser expressa como

$$F_v = \frac{(p_c - p_v)}{R_v} \qquad (2.8)$$

que simplesmente estabelece que a vazão através da resistência é proporcional à queda de pressão e inversamente proporcional à resistência (lei de Ohm para a vazão).

A taxa de variação da pressão no diafragma da válvula de controle é proporcional a vazão total de entrada ou de saída e inversamente proporcional à capacidade da válvula, ou seja,

$$\frac{dp_v}{dt} = \frac{F_v}{C_v} \qquad (2.9)$$

Combinando as eq. 2.8 e 2.9, obtém-se a seguinte equação para esta seção do controlador:

$$T_v \frac{dp_v}{dt} = p_c - p_v \qquad (2.10)$$

onde

$$T_v = R_v C_v \qquad (2.11)$$

Na eq. 2.10, necessita-se de uma expressão para a quantidade (p_C - p_V) porque se quer uma equação final que seja apenas em termos de F e x. Isto pode ser obtido, subtraindo-se a eq. 2.6 da eq. 2.7, lembrando que $p_{co} = p_{vo}$:

$$p_c - p_v = -\frac{1}{b}(F - F_o) - a(x - x_o) \qquad (2.12)$$

Na eq. 2.10, necessita-se também de uma relação para a taxa de variação da pressão em termos da vazão. Esta relação existe na eq. 2.7. Diferenciando a eq. 2.7, lembrando que F_o e p_{vo} são os valores iniciais da vazão e da pressão na válvula respectivamente, e portanto, constantes cujas derivadas são zero, obtém-se:

$$\frac{dp_v}{dt} = \frac{1}{b}\left(\frac{dF}{dt}\right) \qquad (2.13)$$

Substituindo eq. 2.12 e 2.13 na eq. 2.10:

$$T_v \frac{dF}{dt} + F = -\alpha(x - x_o) + F_o \qquad (2.14)$$

onde

$$\alpha = ab \qquad (2.15)$$

é o fator total do controle proporcional.

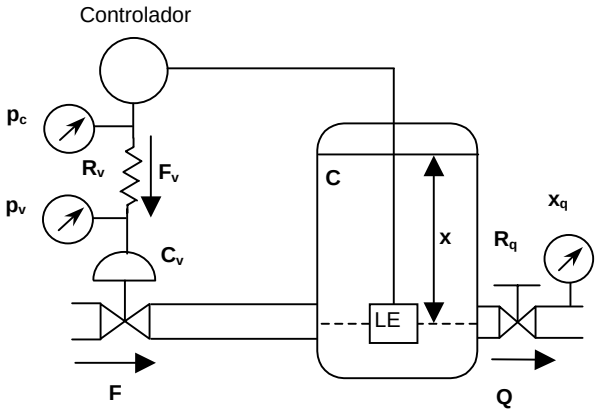


Fig. 2.2. Processo com única capacidade com controlador ideal e sistema de medição com atraso no circuito da válvula

A eq. 2.14 é a expressão final para a seção do controlador da malha onde o

elemento de medição e o controlador proporcional são ambos ideais, mas onde há um atraso no circuito entre o controlador e a válvula de controle. Resumindo, tem-se considerado uma seção do controlador que contenha um atraso. Comparando a eq. 2.14 com a eq. 2.1., nota-se que o *efeito de adicionar um atraso na porção da malha é o de aumentar a ordem da equação*. Será visto que cada atraso aumenta a ordem da equação de um.

T_V é uma constante importante. Ela representa o efeito do atraso no circuito da válvula e é o fator que aumenta a ordem da equação. Ela é igual ao produto da resistência e da capacitância no circuito da válvula e tem unidades de tempo, tal como o minuto. Assim, é freqüentemente chamada de *constante de tempo* do circuito. Quando ela é efetivamente uma resistência em serie com uma capacidade, esta *constante de tempo* é o tempo associado com um aumento exponencial (isto é, tempo para a variável atingir 63,2% do valor final).

2.5. Equação para o controlador PID

A eq. 2.14 vale apenas para o controlador proporcional. O mesmo procedimento pode ser aplicado a outros tipos de respostas de controle. Por exemplo, para um controlador PID, pode-se escrever imediatamente para a variação na saída do controlador:

$$p_c - p_{co} = -a[(x - x_o) + R\int (x - x_c)dt + T\frac{dx}{dt}] \qquad (2.16)$$

Comparando a eq. 2.16 com a eq. 2.6, onde foi usado somente o controle proporcional, nota-se que a única alteração é a adição dos efeitos das ações integral e derivativa. Se repetisse a mesma análise, envolvendo a vazão de ar na válvula de controle e a relação entre a pressão do diafragma e a vazão para o processo, obteria a seguinte expressão para a porção de controle da malha:

$$T_v\frac{dF}{dt} + F = -\alpha(x - x_o) - \gamma\int (x - x_o)dt - \beta\frac{dx}{dt} + F_o \qquad (2.17)$$

onde

$\alpha = ab$

$\beta = abT$

$\gamma = abR$

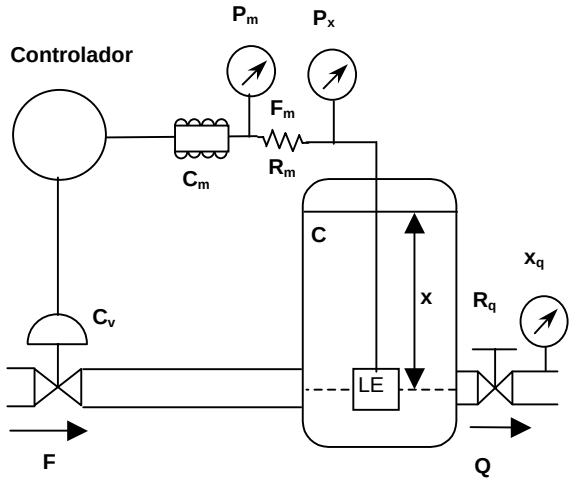


Fig. 2.3. Processo com única capacidade com controlador e válvula ideais mas com atraso no sistema de medição

Na eq. 2.18, **R** é a ação integral (reset) em repetições por minuto e **T** é a ação derivativa (rate) em minutos, que são os ajustes destas duas respostas disponíveis na maioria dos controladores comerciais.

2.6. Efeito do atraso no circuito de medição

Se, em vez do atraso no circuito da válvula, fosse considerado um atraso na porção de medição do circuito de controle (Fig. 2.4) a análise seria idêntica. A única diferença entre a eq. 2.2 e eq. 2.3 é o deslocamento da resistência e capacidade para a seção de medição do circuito controlador.

Esta situação ocorre freqüentemente nos elementos de temperatura onde um atraso apreciável ocorre na transferência de calor do processo para o elemento

termal sensor. Muitas vezes, este atraso é consideravelmente maior do que o que ocorre na outra porção do circuito de controle e, por isso, ela é aquele que deve ser considerado acima dos outros. O controlador em si usualmente tem um atraso desprezível em comparação com os atrasos no circuito de medição ou no circuito da válvula. Quando se faz uma análise idêntica aos procedimentos empregados para o atraso da válvula, tem-se:

$$T_m \frac{dF}{dt} + F = -\alpha(x - x_o) - \gamma\int(x - x_o)dt - \beta\frac{dx}{dt} + F_o \qquad (2.19)$$

onde

$$T_m = R_m C_m \qquad (2.20)$$

A eq. 2.19 envolve um controlador com os controles proporcional, integral e derivativo. Ela é idêntica a eq. 2.17, onde o atraso estava na porção da válvula do circuito. A única diferença fica na substituição de T_m (ou R_mC_m) no lugar de T_V (ou R_VC_V). Estas quantidades são freqüentemente chamadas de *constantes de tempo* porque elas representam uma multiplicação de uma resistência e uma capacidade e dimensionalmente as unidades de RC são unidades de tempo, como segundos.

Na prática, é possível avaliar a constante de tempo T_V ou T_m para uma dada válvula ou elemento de medição, respectivamente. Isto pode ser feito de modo matemático ou experimental. Os fabricantes normalmente fornecem esta informação.

2.7. Efeito dos atrasos na medição e na válvula

O último passo no desenvolvimento das equações para a seção de controle do sistema é a consideração de atrasos nos dois lados do controlador (Fig. 2.5). O controlador será tratado como ideal, porque usualmente o atraso do controlador é desprezível quando comparado com os atrasos nas outras partes da malha. O sistema a ser estudado agora contem dois atrasos e espera-se que o resultado seja uma equação diferencial de segunda ordem. Considerando apenas o controle proporcional, de modo a evitar expressões muitos compridas, pode-se escrever a seguinte equação para as seções de medição e da válvula da malha, respectivamente:

$$T_m \frac{dp_m}{dt} = p_x - p_m \qquad (2.21)$$

$$T_v \frac{dp_v}{dt} = p_c - p_v \qquad (2.22)$$

A eq. 2.22 é idêntica à eq. 2.13 para a seção da válvula da malha. A eq. 2.21 é obtida seguindo-se o procedimento usado para se obter a eq. 2.10.

A pressão p_X no elemento de medição é diretamente proporcional à alteração na variável de controle ($x - x_O$), portanto:

$$p_X = c(x - x_O) + p_{XO}$$

onde **c** é apenas um fator de conversão para dar uma expressão para p_X em unidades pneumáticas, tal como kPa ou psi; para um processo de nível de liquido, **c** tem as dimensões de kPa por metro. Os termos x_O e p_X representam os valores iniciais do nível e da pressão medidos, respectivamente.

A pressão p_x no elemento de medição é diretamente proporcional à alteração na variável de controle ($x-x_o$), portanto:

$$p_x = c(x - x_o) + p_{xo} \qquad (2.23)$$

Passando através do controlador (assumido proporcional), pode-se escrever a seguinte equação para a saída de um instrumento pneumático:

$$p_c = -a(p_m - p_{mo}) + p_{co} \qquad (2.24)$$

onde **a** representa o ganho em passando através do controlador. Ele será combinado com outros termos para fornecer o fator total do controle proporcional α. Os termos p_{mo} e p_{co} representam os valores iniciais das pressões de entrada e de saída, respectivamente.

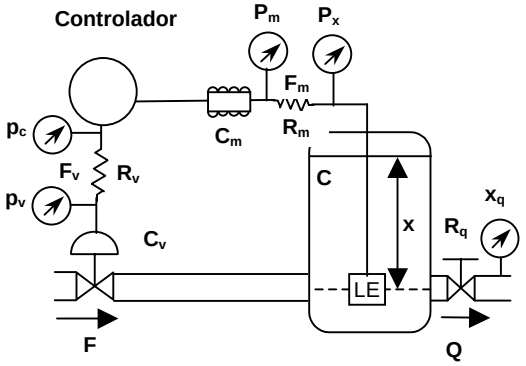


Fig. 2.3. Processo com única capacidade com controlador ideal mas com atraso no sistema de medição e na válvula

A alteração da vazão através da válvula de controle (do tipo linear) é diretamente proporcional à variação na pressão do diafragma:

$$F = b(p_v - p_{vo}) + F_o \qquad (2.25)$$

onde b representa o fator da válvula e tem as unidades de m^3 por minuto por kPa.

As eq. 2.21 a 2.25 fornecem as relações necessárias para se obter a expressão final para um circuito de controle proporcional tendo dois atrasos:

$$T_m T_v \frac{d^2F}{dt^2} + (T_m + T_v)\frac{dF}{dt} + F = -\alpha(x - x_o) + F_o \qquad (2.26)$$

onde as constantes de tempo T_m e T_v são o produto da resistência e capacidade de cada seção da malha, respectivamente.

Esta equação é a expressão final para um controlador proporcional.

2.8. Controlador PID

Seja um controlador com três respostas, contendo as ações proporcional mais integral mais derivativa. O efeito das respostas adicionais é alterar a eq. 2.24 (a expressão que relaciona a entrada e a saída do controlador) como segue:

$$p_c = -a[(p_m - p_{mo}) + R\int (p_m - p_{mo})dt + T\frac{dp_m}{dt}] + p_{co} \qquad (2.27)$$

Combinando a eq. 2.27 com as eq. 2.21 a 2.25 e usando a eq. 2.27 em vez da eq. 2.24, obtém-se a equação final:

$$T_m T_v \frac{d^2F}{dt^2} + (T_m + T_v)\frac{dF}{dt} + F =$$

$$= -\alpha(x - x_o) - \gamma\int (x - x_o)dt - \beta\frac{dx}{dt} + F_o \qquad (2.28)$$

onde

α = abc

β = abcT

γ = abcR

A eq. 2.28 é geral para o caso de dois atrasos de tempo na seção de controle da malha. Ela será usada no próximo capitulo para obter as equações do sistema de malha fechada. Para usar a eq. 2.28 em casos envolvendo somente um atraso, deve-se igualar um dos termos de atraso T_m ou T_v a zero. Também, para usar a eq. 2.28 para casos envolvendo um ou dois efeitos de controle, é necessário igualar a constante do controlador omitida a zero. Por exemplo, se não há ação integral, γ deve ser igual a zero. Como conseqüência, a eq. 2.28 é uma expressão geral para a parte de controle da malha para um controlador ideal e atrasos simples ou na

seção de medição ou na válvula do circuito do controlador.

2.9. Conclusão

Foram desenvolvidas as equações para a seção do controlador na malha para um controlador PID e um sistema envolvendo dois atrasos de tempo: um na seção de medição, outro na seção da válvula. Elas representam situações freqüentemente encontradas na prática. Quando se incluem mais atrasos, a análise se torna mais complexa. Foi omitida a consideração do atraso dentro do controlador, porque ele é usualmente desprezível em comparação com os outros. Porém, atrasos adicionais podem ser incluídos, seguindo-se os mesmos procedimentos. Quase todas as aplicações envolvem capacidades distribuídas e é bem conhecido que, na análise de tais sistemas, *quanto maior o número de capacidades consideradas, maior é a precisão*. A avaliação destes atrasos e a necessidade de leva-los em consideração, pode ser determinada sem dificuldade após se adquirir uma pequena experiência em usar estes procedimentos nos sistemas reais.

Nas seções 1 e 2 foram estabelecidas as equações do processo e do controlador, respectivamente. Resta apenas mais um passo: obter a equação da malha fechada que seria usada na análise final de um sistema controlador de modo automático e completo. Esta análise informará exatamente o que pode ser esperado de um dado processo e de um sistema de controle sem ter a planta física na frente. O objetivo final em toda análise é prever o desempenho que pode ser esperado enquanto o sistema ainda esteja no projeto. Este procedimento elimina alterações custosas e facilita o projeto do sistema de controle. No próximo capitulo serão combinadas as equações das seções 1 e 2 para se obter as expressões finais para processos controlados automaticamente envolvendo sistemas simples e complexos.

3. Equações da malha fechada

O passo final preparatório para analisar um sistema de controle com malha fechada de modo matemático é combinando as equações do sistema de malha aberta e do controlador para se obter as equações do sistema de malha fechada. A ordem da equação final é determinada pelo número de capacidades no sistema. A avaliação precisa das constantes de todo o sistema é essencial para o sucesso da análise.

3.1. Introdução

As equações de malha aberta para processos com uma, duas e três capacidades foram desenvolvidas nos primeiros capítulos. Na seção 2 foram desenvolvidas as equações para a seção do controlador do sistema controlado, incluindo o elemento de medição, o controlador e o elemento final de controle. O passo final no desenvolvimento da matemática que descreve um sistema controlado automaticamente consiste na combinação de equações do processo com as do controlador para se obter as equações do sistema controlado com malha fechada.

Há um grande número de combinações possíveis de processos e controladores e não seria pratico dar uma lista tabelada das equações matemáticas descrevendo cada situação que pode acontecer; será enfatizado o procedimento para se obter as equações de malha fechada para processos com uma, duas e três capacidades combinadas com um controlador contendo até dois atrasos. Isto cobre a maioria das situações práticas e reduz o número de equações para um mínimo. Resumindo, se dará mais importância aos procedimentos e menos às equações.

3.2. Processo controlado com uma capacidade

Seja o processo mais elementar possível: um sistema com uma única capacidade. A Fig. 3.1 mostra um processo com uma capacidade e um controlador contendo dois atrasos (tanto o elemento de

medição como o elemento final de controle contem atrasos apreciáveis). A equação para o processo com uma capacidade (eq. 1.3) e um controlador contendo dois atrasos (eq. 2.28) foram desenvolvidos previamente. Por conveniência, eles são repetidos:

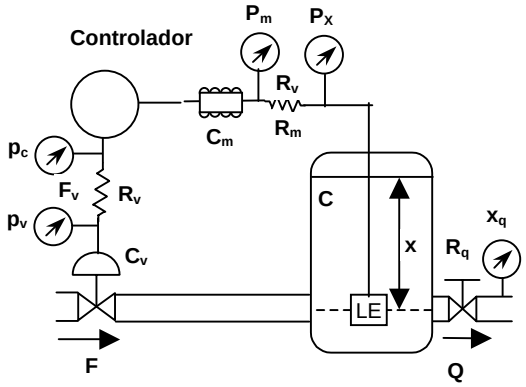


Fig. 3.1. Processo com única capacidade com controlador ideal mas com atraso no sistema de medição e na válvula A equação para o sistema de controle com malha fechada é uma equação integro-diferencial de terceira ordem, refletindo as três capacidades no sistema: C, Cm e Cv.

$$\left(\frac{1}{R_q}\right)\left(H\frac{dx}{dt}+x\right)-\frac{x_q}{R_q}=F \qquad (1.3)$$

$$T_mT_v\frac{d^2F}{dt^2}+(T_m+T_v)\frac{dF}{dt}+F=$$

$$=-\alpha(x-x_o)-\gamma\int(x-x_o)dt-\beta\frac{dx}{dt}+F_o \qquad (2.28)$$

onde

α = abc

γ = abcR

β = abcT.

Nas equações, os termos importantes são:

$T_m = R_mC_m$

$T_v = R_vC_v$

$H = R_qC$

α = fator do controle proporcional total

β = fator do controle derivativo total

γ = fator do controle integral total

Combinando as eq. 1.3 e 2.28, substituindo F, dF e d^2F da eq. 1.3 na eq. 2.28 e notando que x_q/R_q é uma constante, obtém-se:

$$T_mT_vH\frac{d^3x}{dt^3}+(T_mT_v+T_mH+T_vH)\frac{d^2x}{dt^2}+$$

$$+(T_m+T_v+H+R_q\beta)\frac{dx}{dt}+$$

$$+(1+R_q\alpha)(x-x_o)+R\int(x-x_o)dt=x_q-x_{qo} \qquad (3.1)$$

A eq. 3.1. representa a equação da malha fechada para um processo com uma capacidade, um controlador ideal, um elemento de medição e um elemento final de controle, cada um possuindo um atraso significativo. Esta equação é geral para sistemas com uma capacidade, que pode ser representado como na Fig. 3.1. A equação inclui um controlador possuindo todos os três modos de controle, proporcional, integral e derivativo. Quando se quer a equação de uma malha fechada para um sistema com uma capacidade, onde o elemento de medição possui atraso desprezível e o controlador não possui ação integral, é necessário apenas zerar os coeficientes apropriados na eq. 3.1. Os termos T_m e γ seriam zero e a equação ficaria:

$$T_v H\frac{d^2x}{dt^2}+(T_v+H+R_q\beta)\frac{dx}{dt}+$$

$$+(1+R_q\alpha)(x-x_o)=x_q-x_{qo} \qquad (3.1a)$$

que é a equação de malha fechada para um sistema com uma capacidade sendo controlador por um controlador proporcional mais derivativo, onde o elemento de medição e o controlador são ideais, mas onde o elemento final de controle possui atraso.

Para outro exemplo de aplicação genérica da eq. 3.1, suponha-se que se queira a equação de malha fechada para um sistema com ma capacidade onde não há nenhum atraso e o controlador possui apenas a ação proporcional. Neste caso, os fatores Tm, Tv, β e γ são iguais a zero e a eq. 3.1 fica simplesmente:

$$H\frac{dx}{dt}+(1+R_q\alpha)(x-x_o)=x_q-x_{qo} \qquad (3.1b)$$

A eq. 3.1b é a equação de malha fechada para um sistema com uma capacidade onde a seção inteira do controlador é considerada ideal e onde apenas é usado o controle proporcional. A eq. 3.1 é geral para sistemas com uma capacidade.

3.3. Processo controlado com duas capacidades

Um processo com duas capacidades e uma seção do controlador contendo dois atrasos de tempo é mostrado na Fig. 3.2. A equação do processo em malha aberta foi desenvolvida anteriormente (eq. 1.9). Por conveniência ela é repetida:

$$\frac{1}{R_q}\left(J_2\frac{d^2x_2}{dt^2}+J_1\frac{d^2x_2}{dt^2}+x_2\right)-\frac{x_q}{R_q}=F \qquad (1.9)$$

onde

$$J_2=C_1C_2R_2R_q \qquad (1.10a)$$

$$J_1=C_1R_2+C_1R_q+C_2R_q \qquad (1.10b)$$

Para se obter a equação do sistema de malha fechada, será necessário combinar a eq. 1.9 com a equação geral do controlador, eq. 2.28, que foi repetida na seção anterior tratando do processo com uma capacidade.

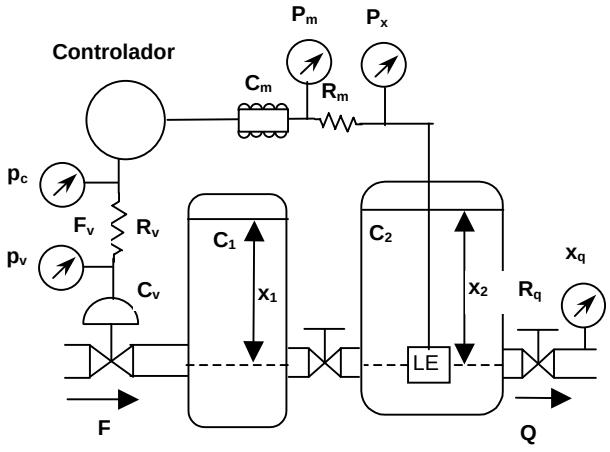


Fig. 3.2. Processo com duas capacidades com controlador ideal mas com atraso no sistema de medição e na válvula A equação para o sistema de controle com malha fechada é uma equação integro-diferencial de quarta ordem, refletindo as quatro capacidades no sistema: C_1, C_2, Cm e Cv.

Combinando estas equações, como foi feito para se obter a eq. 3.1, tem-se:

$$T_mT_vJ_2\frac{d^4x}{dt^4}+(T_mT_vJ_2+T_mJ_2+T_vJ_2)\frac{d^3x}{dt^3}+$$

$$+(T_mT_v+T_mJ_1+T_vJ_2+J_2)\frac{d^2x}{dt^2}+$$

$$+(T_m+T_v+J_2+R_q\beta)\frac{dx}{dt}+(1+R_q\alpha)(x-x_o)+$$

$$+R_q\gamma\int(x-x_o)dt=x_q-x_{qo} \qquad (3.2)$$

A eq. 3.2 representa a equação de malha fechada para o caso geral de um processo com duas capacidades sendo co9ntrolado por um controlador ideal mas com o elemento de medição e o elemento final de controle com atrasos A equação é integral/diferencial de quarta ordem ou efetivamente uma equação diferencial de quinta ordem. *A ordem da forma da equação integro-diferencial é sempre igual ao número de capacidades no sistema de malha fechada*. Na Fig. 3.2 há duas capacidades no processo e o equivalente a duas capacidades na seção do controlador da malha. É uma expressão comparativamente longa, mas uma vez os valores numéricos das constantes do processo sejam substituídos, ela se reduz a uma equação diferencial simples, linear, tendo coeficientes constantes, podendo ser resolvida por métodos bem conhecidos, como transformada de Laplace.

A eq. 3.2 representa o caso geral; ela pode ser usada para obter as equações para sistemas mais simples. Por exemplo, para o caso onde não há atrasos e onde somente se usa o modo de controle integral, os termos Tm, Tv, α e β são iguais a zero e a eq. 3.2 fica mais simples e curta:

$$J_2\frac{d^2x}{dt^2}+J_1\frac{dx}{dt}+(x_2-x_o)+$$

$$+R_q\gamma\int(x_2-x_o)dt=x_q-x_{qo} \quad (3.2a)$$

Uma vez a equação geral tenha sido escrita, como a eq. 3.2 para um sistema com duas capacidades ou a eq. 3.1 para o sistema com uma capacidade, é fácil obter a equação de malha fechada para qualquer combinação possível de modos de controle.

3.4. Processo controlado com três capacidades

O processo final a ser considerado é um sistema relativamente complexo, como mostrado na Fig. 3.3. Este processo com três capacidades, sob controle de um controlador contendo dois atrasos de tempo, produzirá uma equação integral-diferencial de quinta ordem. A equação de malha aberta deste processo, eq. 1.17 foi desenvolvida previamente e é repetida:

$$\left(\frac{1}{R_q}\right)\left(K_3\frac{d^3x_3}{dt^3}+K_2\frac{d^2x_3}{dt^2}+K_3\frac{dx_3}{dt}+x_3\right)-\frac{x_q}{R_q}=F$$

(1.17)

onde

$$K_3=C_1C_2C_3R_2R_3R_q \quad (1.18)$$

$$K_2=C_1C_2R_2R_3+C_1C_2R_2R_q+C_1C_3R_2R_q+$$

$$+C_1C_3R_3R_q+C_2C_3R_3R_q \quad (1.19)$$

$$K_1=C_1R_2+C_1R_3+C_1R_q+C_2R_3+C_2R_q+C_3R_q$$

(1.20)

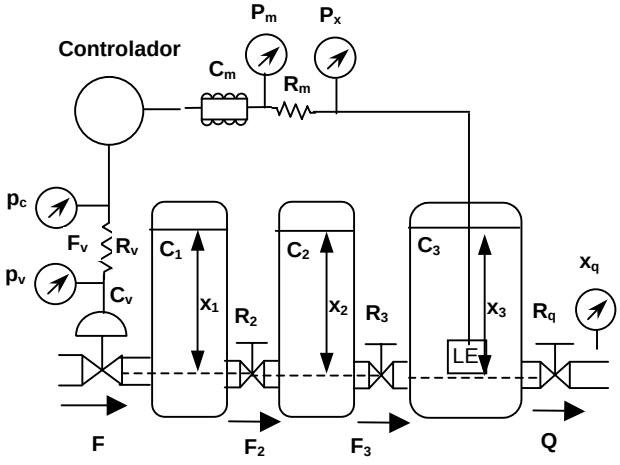


Fig. 2.3. Processo com três capacidades com controlador ideal mas com atraso no sistema de medição e na válvula A equação para o sistema de controle com malha fechada é uma equação integro-diferencial de quinta ordem, refletindo as cinco capacidades no sistema: C_1, C_2, C_3, Cm e Cv.

Quando uma capacidade adicional é introduzida no sistema, as expressões se tornam muito longas e deve-se tomar cuidado na avaliação dos coeficientes.

Combinando as eq. 1.17 e 2.28, como feito para se obter a eq. 3.1, tem-se:

$$T_m T_v K_3 \frac{d^5 x_3}{dt^5} + (T_m T_v K_2 + T_m K_3 + T_v K_3) \frac{d^4 x_3}{dt^4} +$$

$$+ (T_m T_v K_1 + T_m K_2 + T_v K_2 + K_3) \frac{d^3 x_3}{dt^3} +$$

$$+ (T_m T_v + T_m K_1 + T_v K_1 + K_2) \frac{d^2 x_3}{dt^2} +$$

$$+ (T_m + T_v + K_1 + R_q \beta) \frac{dx_3}{dt} + (1 + R_q \alpha)(x_3 - x_o) +$$

$$+ R_q \gamma \int (x_3 - x_o) dt = x_q - x_{qo} \qquad (3.3)$$

A eq. 3.3 representa o caso geral de um sistema com três capacidades sendo controlado por uma seção de controlador contendo dois atrasos de tempo. É uma expresso comprida, mas uma vez as constantes do sistema sejam inseridas, obtém-se valores numéricos simples para todos os coeficientes. também, a eq. 3.3 envolve um controlador possuindo as três ações: proporcional, integral e derivativa. Como descrito anteriormente, a mesma equação pode ser usada para obter a equação de malha fechada para um *processo de três capacidades* controlado menos envolvido. Por exemplo, seja um processo de três capacidades sendo controlado por um controlador ideal com apenas a ação proporcional e com nenhum atraso no sistema. Deste modo, os termos Tm, Tv, beta e gama são zero.

Substituindo estes valores na eq. 3.3 tem-se:

$$K_3 \frac{d^3 x_3}{dt^3} + K_2 \frac{d^2 x_3}{dt^2} + K_1 \frac{dx}{dt} +$$

$$+ (1 + R_q \alpha)(x_3 - x_o) = (x_q - x_{qo}) \quad (3.3a)$$

Assim, uma vez obtida a expressão geral para um dado processo e controlador, é simples obter outras equações de malha fechada.

3.5. Conclusões

Completou-se o objetivo de combinar as equações do processo e do controlador para se obter a equação do sistema de malha fechada. Várias combinações de processos e de controladores foram descritas para possibilitar a aplicação de procedimentos em casos análogos. Uma vez obtida a expressão geral da malha fechada para um dado sistema, é possível analisar matematicamente o tipo de resposta que pode ser esperado para um distúrbio tipo degrau, que é o tipo de distúrbio freqüentemente assumido para o desenvolvimento matemático. Um distúrbio tipo degrau é severo e um processo que responde satisfatoriamente quando sujeito a tal distúrbio, é aprovado com sucesso na aplicação prática.

O sucesso de qualquer análise matemática, se feito pelos procedimentos descritos ou por outros métodos, depende da *avaliação precisa das constantes do sistema*. Isto significa que cálculos cuidadosos devem ser feitos das resistências e capacidades do processo, bem como nos atrasos de tempo nas seções de medição e da válvula da malha. Pode também ser necessário considerar o atraso dentro do controlador em processos rápidos, tais como controle de vazão ou de pressão, onde o atraso dentro do processo é pequeno. Isto não foi considerado, porém, isto implica apenas em adicionar um estágio resistência no controlador.

Todo o desenvolvimento até agora tem sido de uma maneira geral, com o objetivo de obter a equação da malha fechada. O próximo passo será examinar estas equações analiticamente e aplica-las a processos práticos para ilustrar o uso das equações de malha fechada, quando na previsão do desempenho de um sistema real quando sujeito a um distúrbio tipo degrau.

4. Soluções das equações

Para muitos tipos de sistemas controlados, as equações definidas são ordinariamente lineares e de ordem baixa - e possuem coeficientes constantes. As soluções analíticas convencionais destas equações são apresentadas com exemplos práticos.

4.1. Introdução

Foram estabelecidas as equações de definição para vários tipos de processos controlados. Agora, serão investigadas as equações e suas soluções.

Os métodos genéricos para determinar as soluções transientes de equações diferenciais lineares com coeficientes constantes são bem conhecidos. também, a maioria da informações relacionada com o sistema pode ser obtida de modo freqüente e simples pelo estabelecimento de equações com suas condições iniciais apropriadas.

Para estudar a resposta de qualquer tipo de sistema, é conveniente escolher alguma função distúrbio e usa-la como meio padrão de comparação. Para este estudo, será assumida uma variação tipo degrau (x_q - x_{qo}) no potencial de saída (x_q). A estabilização inicial no ponto de ajuste também será assumida, isto é, o sistema está em equilíbrio em algum ponto predeterminado. A solução completa será mostrada na forma simbólica para um número suficiente de casos para demonstrar os procedimentos. também, dois exemplos práticos e ilustrativos serão mostrados em detalhe.

4.2. Processo com uma capacidade e controlador ideal

Um processo com uma única capacidade com controlador, elemento de medição e válvula ideais (sem atraso) é mostrado na Fig. 2.1. O controlador é assumido ter as ações proporcional e derivativa. A equação para este sistema controlado foi determinada na eq. 3.1. e vale:

$$(H + R_q\beta)\frac{dx}{dt} + (1 + R_q\alpha)(x - x_o) = (x_q - x_{qo}) \qquad (4.1)$$

onde

H é a constante R_qC,

α é o fator de controle proporcional,

β é o fator de controle derivativo,

x é o nível controlado,

x_q é a pressão para a qual a vazão é descarregada,

x_o é o nível desejado e

x_{qo} é a pressão de saída original, antes do distúrbio. O termo (x_q - x_{qo}) representa a variação degrau em x_q ou o distúrbio unitário.

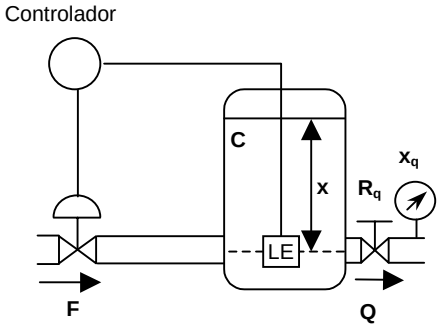


Fig. 4.1. Processo com única capacidade e controlador ideal, válvula e sistema de medição (ideal porque não tem tempo de atraso)

Neste capitulo, as expressões ($1 + R_q\alpha$) e ($H + R_q\beta$) aparecerão freqüentemente. Por simplicidade, a primeira será expressão pela constante M_1 e a ultima pela constante M_2. A eq. 4.1 então se torna:

$$M_2\frac{dx}{dt} + M_1(x - x_o) = (x_q - x_{qo}) \qquad (4.1a)$$

A eq. 4.1 é uma equação diferencial ordinária, linear, com coeficientes constantes. Ela é ordinária porque o sistema envolve somente uma variável independente **t**, ela é linear porque a variável dependente **x** e todos as suas derivadas aparecem somente na primeira potencia e ela tem coeficientes constantes porque os parâmetros do sistema são estabelecidos por resistências e capacidades que foram assumidas constantes. A solução de tais equações é convencional e é disponível em todos os textos sobre equações diferenciais. A solução completa da eq. 4.1. é:

$$(x - x_o) = \left[\frac{1}{M_1}(x_q - x_{qo})\right]\left[1 - e^{-(M_1/M_2)t}\right] \qquad (4.2)$$

O primeiro termo desta solução,

$$\frac{1}{M_1}(x_q - x_{qo})$$

representa a solução de regime ou a integral particular.

O segundo termo,

$$\frac{1}{M_1}(x_q - x_{qo})e^{-(M_1/M_2)t}$$

é a solução transitória ou a função complementar.

A eq. 4.2 pode ser plotada para dar a curva de resposta do sistema. Ela é uma curva exponencial. Nunca pode haver uma oscilação na curva resposta da solução da eq. 4.2 porque não há partes imaginarias no expoente da solução transitória.

4.3. Controle integral

Se a resposta integral é adicionada ao sistema controlado com uma única capacidade recém visto, a equação que define o processo controlado fica:

$$M_2\frac{dx}{dt} + M_1(x - x_o) + R_q\gamma\int(x - x_o)dt = (x_q - x_{qo}) \qquad (4.3)$$

A condição inicial necessária é aquela em que o tempo é igual a zero:

$$(x - x_o) = 0 \qquad (4.3a)$$

A condição final necessária, assumindo que a estabilização conseguida é:

$$\int(x - x_o)dt = \frac{1}{R_q\gamma}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.3b)$$

Esta condição final simplesmente indica que após um tempo suficientemente longo a ação integral irá produzir um efeito igual àquele do distúrbio e retorna ao nível do ponto de controle.

Diferenciando a eq. 4.2:

$$M_2\frac{d^2x}{dt^2} + M_1\frac{dx}{dt} + R_q\gamma(x - x_o) = 0 \qquad (4.4)$$

O procedimento convencional para resolver esta equação diferencial linear com coeficientes constantes é fazer

$x = e^{pt}$.

A equação auxiliar assim produzida é:

$$p^2 + \frac{M_1}{M_2}p + \frac{1}{M_2}R_q\gamma = 0 \qquad (4.5)$$

As raízes desta equação, quando encontradas pela formula da equação algébrica quadrática são:

$$p = -\frac{M_1}{2M_2} \pm \sqrt{\frac{M_1^2}{4M_2^2} - \frac{R_q\gamma}{M_2}} \qquad (4.6)$$

Uma resposta oscilatória ocorre, se o termo sob o radical for negativo, isto é, se

$$\frac{R_q\gamma}{M_2} > \left(\frac{M_1}{M_2}\right)^2 \qquad (4.6a)$$

Por simplicidade, a eq. 4.6 pode ser expressa:

$$p = a \pm ib \qquad (4.7)$$

onde

$$i = \sqrt{-1}$$

$$a = -\frac{M_1^2}{2M_2}$$

$$b = \sqrt{\frac{R_q\gamma}{M_2} - \frac{M_1^2}{4M_2^2}}$$

A solução da eq. 4.4 é:

$$x - x_o = e^{-at}(B_1 \cos bt + B_2 \operatorname{sen} bt) \qquad (4.8)$$

As constantes, quando encontradas das condições inicial e final dadas pela eq. 4.3a e 4.3b são:

$$B_1 = 0$$

$$B_2 = \left(\frac{x_q - x_{qo}}{R_q\gamma}\right)\left(\frac{a^2 + b^2}{b}\right)$$

Assim, a solução final da eq. 4.8 é:

$$x - x_o = \left(\frac{x_q - x_{qo}}{R_q\gamma}\right)\left(\frac{a^2 + b^2}{b}\right) e^{-at} \operatorname{sen} bt \qquad (4.9)$$

Esta equação é familiar para um movimento oscilatório amortecido, o amortecimento sendo menor que o critico, o que foi assumido na eq. 4.6a.

Note que as soluções dos problemas de controle são matematicamente as mesmas para os problemas de vibração, bem conhecidos.

Porém, o estudo dos sistemas de controle é mais inclusive do que os de vibrações mecânicas. Em sistemas de controle são encontradas equações diferenciais de ordens impar (por exemplo, a eq. 4.1 é uma equação de primeira ordem); as equações encontradas na análise de vibração são sempre de ordem par, qualquer que seja o número de graus de liberdade.

4.4. Efeito do atraso na medição e na válvula

O mesmo procedimento pode ser usado para resolver as equações para situações mais complicadas. O procedimento consiste em:

1. obter a equação diferencial apropriada, que é uma equação diferencial linear com coeficientes constantes, das equações gerais desenvolvidas,
2. expressar a solução como soma das soluções em regime permanente e em regime transitório, com as constantes arbitrárias iguais em número ao grau da equação e
3. encontrar as constantes das condições iniciais do sistema. Deve haver um número de condições iniciais igual ao de constantes arbitrarias.

Aplicando este procedimento a um processo com única capacidade com controlador ideal contendo as ações proporcional e derivativa, e com atraso no elemento de medição e na válvula, encontra-se a equação:

$$T_m T_v H\frac{d^3x}{dt^3} + (T_m T_v + T_m H + T_v H)\frac{d^2x}{dt^2} +$$

$$+ (T_m + T_v + M_2)\frac{dx}{dt} + M_1(x - x_o) = x_q - x_{qo} \qquad (4.10)$$

onde

$$T_m = R_m C_m$$

$$T_v = R_v C_v$$

$$H = R_q C$$

$$M_1 = R_q \alpha$$

$$M_2 = H + R_q \beta$$

$x_q - x_{qo} =$ distúrbio unitário

$x - x_o =$ desvio inicial do ponto de ajuste do nível

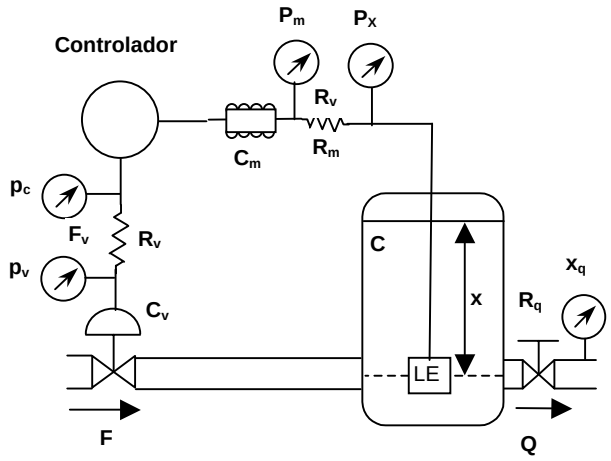


Fig. 4.2. Processo com única capacidade com controlador ideal, mas com atrasos nos circuitos da medição e da válvula

A equação de terceira ordem possui uma solução com três constantes arbitrarias: B_1, B_2, B_3. Para encontrar estas constantes é necessário ter três condições iniciais. Estas são para uma variação tipo degrau unitário em x_q no instante t = 0,

1. o nível está no ponto de ajuste,
2. a taxa de variação do nível depende diretamente do valor do distúrbio e inversamente com a constante de tempo ou o valor RC e
3. a segurança derivada do nível depende diretamente da primeira derivada e inversamente da constante de tempo, todos precedidos pelo sinal negativo ou:

$$\left(\frac{d^2x}{dt^2}\right)_{t=0} = -\frac{1}{H}\left(\frac{dx}{dt}\right)_{t=0+}$$

Estas três condições iniciais, expressas matematicamente são:

$$x - x_o = 0 \qquad (4.10a)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{H}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.10b)$$

$$\frac{d^2x}{dt^2} = -\frac{1}{H^2}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.10c)$$

A solução em regime da eq. 4.10 é:

$$x - x_o = \frac{1}{M_1}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.11)$$

Supondo que a solução transitória é estável e sub-amortecida, como é usualmente a forma desejada em controle automático, então a solução transitória pode ser escrita como:

$$x - x_o = B_1 e^{-a_1 t} + e^{-a_2 t}(B_2 \cos bt + B_3 \operatorname{sen} bt) \qquad (4.12)$$

onde
a1, a2 e b são números reais positivos a serem determinados da equação auxiliar; e B1, B2 e B3 são constantes a serem determinadas das condições iniciais.

A solução completa é:

$$x - x_o = B_1 e^{-a_1 t} + e^{-a_2 t}(B_2 \cos bt + B_3 \operatorname{sen} bt) + \frac{1}{M_1}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.13)$$

Da primeira condição inicial, eq. 4.10a:

$$B_1 + B_2 + \frac{1}{K_1}(x_q - x_{qo}) = 0 \qquad (4.14)$$

Da segunda condição, eq. 4.10b:

$$-B_1a_1 + B_2b - B_2a_2 = \frac{1}{H}(x_q - x_{qo}) = 0$$

(4.15)

Da terceira condição, eq. 4.10c:

$$B_1a_1^2 - B_2b^2 - 2B_3a_2b + B_2a_2^2 = -\frac{1}{H^2}(x_q - x_{qo}) = 0$$

(4.16)

Estas três equações podem resolvidas simultaneamente para dar os valores das constantes arbitrarias B_1, B_2 e B_3.

Se um grande número de soluções é desejado de qualquer forma de equação dada, o método geral apresentado acima seria útil. Porém, para uma única solução, os números físicos dos vários processos e constantes do controlador seriam substituídas imediatamente nas equações diferenciais do sistema para economizar tempo na análise.

4.5. Controle integral

A equação combinada do processo e controle para a Fig. 2.5 onde o controle integral é incluído seria igual a eq. 4.10, exceto que o lado esquerdo da equação teria um termo a mais para incluir a ação integral. Este termo é:

$$R_q\gamma\int(x - x_o)dt$$

Como isto aumenta efetivamente a ordem da equação de um, a solução teria 4 constantes arbitrarias. Assim, 4 condições são necessárias para se obter estas constantes. três delas seriam as mesmas condições iniciais expressas nas eq. 4.10a, b e c. A quarta é a condição final, para um sistema estável:

$$\int(x - x_o)dt = \frac{1}{R_q\gamma}(x_q - x_{qo}) \quad (4.17)$$

4.6. Processo com duas capacidades

O processo com uma única capacidade foi analisado, com e sem atrasos no sistema. O mesmo procedimento se aplica aos processos com capacidade adicional. Por exemplo, a equação geral para um processo com 2 capacidades foi determinada na eq. 3.2. Desta equação, a equação para um processo com 2 capacidades com um controlador PID e sem atrasos no controlador, no elemento de medição e na válvula vale:

$$J_2\frac{d^2x}{dt^2} + M_4\frac{dx}{dt} + M_3(x - x_o) +$$

$$+ R_q\gamma\int(x - x_o)dt = (x_q - x_{qo}) \quad (4.18)$$

$$J_2 = C_1C_2R_qR$$

$$M_4 = J_1 + R_q\beta$$

$$M_3 = 1 + R_q\alpha$$

$$J_1 = C_1C_2R_qR$$

x = nível controlado, ou x_2

x_q - x_{qo} = distúrbio degrau unitário

x - x_o - desvio do ponto desejado ou do ponto de controle.

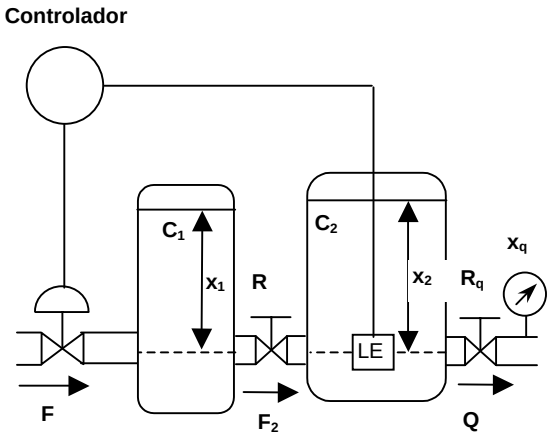


Fig. 4.3. Processo com duas capacidade com controlador, sistema de medição e válvulas ideais

Esta equação integral-diferencial de segunda ordem é efetivamente uma equação diferencial de terceira ordem e requer 3 condições iniciais e/ou finais. Estas são:

Condições iniciais em t = 0

$$x - x_o = 0 \qquad (4.18a)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{R_q C_2}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.18b)$$

Condição final

$$\int (x - x_o)dt = \frac{1}{R_q \gamma}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.18c)$$

4.7. Processo com 3 capacidades

A equação para um processo controlado com 3 capacidades é igual à eq. 4.18, exceto que o lado esquerdo contem o termo adicional

$$J_3 \frac{d^3x}{dt^3}$$

onde

$$J_3 = C_1 C_2 C_3 R_2 R_3 R_q$$

e os valores de J1 e J2 são os da eq. 1.18.

A condição inicial adicional requerida é, em t = 0:

$$\frac{d^2x}{dt^2} = -\frac{(R_3 + R_q)}{R_q^2 C_3^2 R_3}(x_q - x_{qo}) \qquad (4.18d)$$

Como visto, todas as soluções foram obtidas do mesmo modo. Embora certas características do comportamento do sistema possam ser determinadas das raízes da equação auxiliar, como a eq. 4.5, um quadro completo da solução requer o conhecimento das condições iniciais e finais.

Os próximos passos mostram exemplos numéricos de investigações típicas.

4.8. Exemplo 1

Problema

O processo consiste de dois tanques de liquido (Fig.2.3). A variável controlada é o nível do segundo tanque, que será chamado de x. Ele é controlado por meio de um controlador PD, com atraso desprezível. O elemento de medição e a válvula de controle serão considerados ideais, sem atraso. Os valores do processo e das constantes do controlador são:

C_1 = 1 m^3/m

C_2 = 2 m^3/m

R_2 = 1/2 m/m^3/min

R_q = 2 m/m^3/min

α = 30

β = 1

Assumindo uma variação tipo degrau em x_q de +20 m para causar uma diminuição na vazão de saída, Q, achar a equação da curva de resposta.

Solução

A equação para este processo é:

$$J_2 \frac{d^2x}{dt^2} + (J_1 + R_q\beta)\frac{dx}{dt} +$$

$$+ (1 + R_q\alpha)(x - x_o) = (x_q - x_{qo}) \qquad (4.19)$$

onde

$$J_1 = C_1 R_2 + C_1 R_q + C_2 R_q = 6{,}5$$

$$J_2 = C_1 C_2 R_2 R_q = 2$$

Substituindo os valores numéricos e escolhendo os dados de modo que xo = o, tem-se:

$$\frac{d^2x}{dt^2} + 4{,}25\frac{dx}{dt} + 30{,}5x = 10 \qquad (4.20)$$

As condições iniciais em t = 0 são:

$$x - x_o = 0 \qquad (4.20a)$$

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{R_q C_2}(x_q - x_{qo}) = 5 \qquad (4.20b)$$

Solução de regime permanente

A solução completa é a soma das soluções permanente e transitória. A solução permanente é:

$$x = \frac{10}{30{,}5} = 0{,}328 \qquad (4.21)$$

Isto significa que após a variação de carga o nível do liquido eventualmente se estabiliza em um valor de 0,328 m acima do ponto de ajuste original. Onde há controle integral, sempre ocorre o desvio permanente deste tipo, depois de uma variação de carga do processo.

Solução transitória

A solução transitória pode ser achada fazendo-se a substituição:

$$x - x_o = e^{-pt}$$

e sua derivada na eq. 20. Isto dá:

$$p^2 + 4{,}25p + 30{,}5 = 0 \qquad (4.22)$$

que tem raízes

$$p = -2{,}125 \pm 5{,}1i$$

A solução completa, a soma das soluções transitória e permanente tem a forma:

$$x - x_o = e^{-at}(B_1 \cos bt + B_2 \operatorname{sen} bt) + 0{,}328 \qquad (4.23)$$

onde

a = 2.125,

b = 5.1

e B_1 e B_2 são constantes a serem determinadas a partir das condições iniciais.

Substituindo a primeira condição inicial, eq. 4.20a na eq. 4.23:

0 = 1 (B1 + 0) + 0,328

B1 = -0,328 4.24

Diferenciando a solução completa (eq. 4.23), tem-se:

$$\frac{dx}{dt} = -ae^{-at}(B_1 \cos bt + B_2 \operatorname{sen} bt) +$$

$$+ e^{-at}(-B_1 b \operatorname{sen} bt + B_2 b \cos bt)$$

Usando a segunda condição inicial, eq. 4.20b:

$$5 = -a(B_1 + 0) + 1(0 + B_2 b)$$

$$5 = -(2{,}125)(-0{,}328) + 5{,}1B_2$$

$$B_2 = 0{,}843 \qquad (4.25)$$

Assim, a solução final é:

$$x - x_o = e^{-2{,}125t}(-0{,}328 \cos 5{,}1t + 0{,}843 \operatorname{sen} 5{,}1t) + 0{,}328 \qquad (4.26)$$

4.9. Exemplo 2

Problema

A temperatura de um forno industrial é mantida constante por meio de um damper controlado automaticamente e suprindo um ar quente. Se o controlador é ideal e PIC, determinar a equação da resposta devida a um aumento degrau na temperatura de saída de 0.5 ^oC. A capacidade e os outros parâmetros são:

C = 10 cal/^oC

T_m = 1 min = atraso do elemento sensor

R_q = 0.5 ^oC min/cal

α = 11

β = 8

γ = 3

Solução

A equação do sistema é:

$$T_m H\frac{d^2x}{dt^2} + (T_m + H + R_q\beta)\frac{dx}{dt} +$$

$$R_q\gamma\int(x - x_o)dt = x_q - x_{qo} \qquad (4.27)$$

onde

$H = R_qC$ = 5 min

Substituindo os valores numéricos das constantes:

$$\frac{d^2x}{dt^2} + 2\frac{dx}{dt} + 1{,}3(x - x_o) + 0{,}3\int(x - x_o)dt = 0{,}1$$

Diferenciando esta equação para eliminar a integral:

$$\frac{d^3x}{dt^3} + 2\frac{d^2x}{dt^2} + 1{,}3\frac{dx}{dt} + 0{,}3(x - x_o) = 0$$

(4.29)

As condições iniciais em t = 0:

$$x - x_o = 0$$

(4.29a)

$$\frac{dx}{dt} = \frac{1}{R_qC}(x_q - x_{qo})$$

$$\frac{0{,}5}{0{,}5x10} = 0{,}1 \qquad (4.29b)$$

A condição final:

$$R_q\gamma\int(x - x_o)dt = x_q - x_{qo}$$

$$\frac{0{,}5}{0{,}5x3} = 0{,}33 \qquad (4.29c)$$

Este tempo, a solução permanente é zero, se o dado escolhido foi tal que $x_o = 0$. A solução transitória, que é a solução completa neste caso, pode ser obtida pela substituição de

$(x\text{-}x_o) = e^{pt}$

que leva a:

$p^3 + 2p^2 + 1{,}3\,p + 0.3 = 0$

cujas raízes são:

p_1 = -1

$p_{2,3}$ = -0.5 +- 0.224 i

A solução completa tem a forma seguinte:

$$x - x_o = B_1e^{-a_1t} + e^{-a_2t}(B_2\cos bt + B_3\,\mathrm{sen}\,bt) \qquad (4.30)$$

onde

a_1 - 1

a_2 = 0.5

b = 0.224

Substituindo a primeira condição inicial, eq. 4.29a, na eq. 4.30, tem-se

$$0 = B_1 + B_2 \qquad (4.31)$$

Diferenciando a eq. 4.30 e usando a segunda condição inicial, eq. 4.29b:

$$\frac{1}{10} = B_1a_1 + a_2B_2 + B_3b$$

$$0{,}1 = B_1 + 0{,}5B_2 + 0{,}224B_3 \qquad (4.32)$$

Integrando a eq. 4.30 , tem-se

$$\int (x - x_o)dt = B_1 \int e^{-a_1 t} dt +$$

$$+ B_2 \int e^{-a_2 t} \cos bt dt + B_3 \int e^{-a_2 t} \operatorname{sen} bt dt$$

que, fazendo a integração e usando a terceira condição inicial, eq. 4.29c, leva a:

$$\frac{1}{R_q \gamma}(x_q - x_{qo}) = \frac{B_1}{a_1} +$$

$$+ \frac{B_2 a_2}{(a_2^2 + b^2)} + \frac{B_3 b}{(a_2^2 + b^2)}$$

Da qual,

$$0{,}333 = -B_1 - 1{,}67B_2 + 0{,}748B_3 \qquad (4.33)$$

Resolvendo as eq. 4.31, 4.32 e 4.33, obtém-se:

$B_1 = 0.285$

$B_2 = -0.285$

$B_3 = 0.190$

A solução final pode ser escrita como

$x - x_o = 0.285\, e^{-t} +$

$$x - x_o = 0{,}285 e^{-t} +$$

$$e^{-0{,}5t}(-0{,}285 \cos 0{,}224t + 0{,}190 \operatorname{sen} 0{,}224t) \qquad (4.34)$$

Finalmente $(x - x_o)$ pode ser plotado como uma função do tempo t para dar o quadro completo da curva resposta devido a uma variação tipo degrau na carga do sistema.

. Estabilidade do sistema controlado com malha fechada

5.1. Introdução

A discussão sobre a estabilidade conclui este trabalho, analisando o sistema de controle com malha fechada. Um método rápido e simples para a verificação preliminar da estabilidade é a aplicação do critério de Routh-Hurwitz, que é mostrado aplicado a sistemas básicos e típicos de controle.

Este estudo do controle de processo não seria completo sem uma investigação de um método para determinar rapidamente se um sistema é estável ou não. Primeiro será feita a revisão breve da prática corrente seguida no campo do controle de processo para determinar a estabilidade de um processo controlado.

5.2. Prática corrente

Em muitas aplicações, a estabilidade do processo é avaliada na base de tentativa e erro. Depois que a planta é construída e o controlador é aplicado, o processo é partido e o engenheiro de controle procura pelo ponto critico de estabilidade, sintonizando o controlador com apenas a ação proporcional. Quando ele acha o ponto em que o processo oscila com amplitude constante, ele tem o ponto de partida para determinar os ajustes ótimos que devem ser feitos no controlador.

Este procedimento nem sempre é pratico. Há a possibilidade de produzir resultados desastrosos na planta e na qualidade do produto, quando se permite a oscilação no processo. Outra desvantagem deste procedimento é que ele muitas vezes se torna demorado, por causa dos períodos de oscilação excessivamente longos da planta. Utilizando este procedimento de tentativa e erro há também a desvantagem da planta ser instável, quaisquer que sejam os ajustes do controlador. Os ajustes do controlador na banda proporcional, tempo integral e tempo derivativo são limitados aos efeitos sobre os coeficientes das equações da planta. Estes coeficientes α, β e γ são determinados das constantes do processo

(resistência e capacidade) e dos ajustes do controlador. Em muitos casos pode ser necessário fazer uma grande alteração na planta para obter o grau de operação estável desejado. É conveniente que o engenheiro de controle possa utilizar procedimentos que lhe forneçam informação sobre a estabilidade *antes* da construção da planta real. Isto elimina alterações custosas no projeto da planta, que são necessárias depois da planta ter sido construída.

Será aplicado agora um procedimento rápido para determinar se um sistema é estável ou instável. Serão consideradas equações de terceira ordem ou de ordem superior, pois os sistemas de primeira ou segunda ordem nunca tem a possibilidade de instabilidade, desde que todos os coeficientes da equação diferencial do sistema são positivos.

5.3. Critério de Routh

Um método que é fácil de aplicar é conhecido como critério de Routh. O método é aplicado aos coeficientes das equações diferencias do sistema e não requer que estas equações sejam resolvidas. O método trata das relações explicitas para o limite entre estabilidade e instabilidade, diretamente em termos dos parâmetros do sistema.

Os parâmetros do sistema (constantes) consistem das resistências e capacidades do processo, bem como dos ajustes do controlador de banda proporcional, tempos integral e derivativo, α, β e γ. Usando-se o critério de Routh, não é necessário achar as raízes da equação diferencial, porém, quando se quer dados mais completos sobre o grau de estabilidade, é necessário achar estas raízes. Por equações de terceira ordem ou superiores, o trabalho envolvido em achar as raízes e resolver a equação diferencial se torne excessivo e, em muitos casos, é desejável investigar somente se o sistema é estável ou instável para um dado projeto. Assim, é importante que o engenheiro de controle conheça algum procedimento que possa ser aplicado ao seu projeto antes da construção real da planta, que possa lhe dar informação se o sistema está tendendo para ser estável ou não. O uso do critério de Routh é um procedimento deste tipo e será descrito em termos de várias equações de terceira e quarta ordens, típicas de processo controlado

5.4. Processo com única capacidade controlado com um atraso

A Fig. 6.1. mostra um processo com uma única capacidade, com controlador e válvula ideais (sem atraso) mas com atraso no sistema de medição. Quando o controlador possui as três ações PID, a equação do processo é a eq. 3.1, repetida aqui:

$$(T_m H)\frac{d^3x}{dt^3} + (T_m + H + R_q\beta)\frac{d^2x}{dt^2} +$$

$$+ (1 + R_q\beta)\frac{dx}{dt} + R_q\gamma\int(x - x_o)dt = 0 \qquad (6.1)$$

onde

$Tm = R_m\, C_m$

$H = R_q\, C$

β = fator de controle derivativo total,
α = fator de controle proporcional total,
γ = fator de controle integral total,
x = nível controlado,
x_o = nível desejado ou ponto de ajuste.

É possível haver instabilidade neste sistema. Sob certas condições e para certos valores dos coeficientes da equação diferencial, um distúrbio ao sistema pode resultar em oscilação. Na prática, a amplitude da oscilação não tenderia para um valor infinito por causa das restrições físicas no sistema controlado; ela se torna não linear e a oscilação atingirá alguma amplitude máxima. Mesmo assim, esta instabilidade é intolerável para a operação correta da planta.

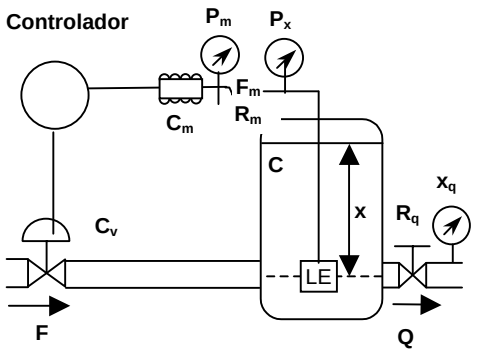


Fig. 6.1. Processo com única capacidade com controlador e válvula ideais mas com atraso no sistema de medição

5.5. Condições de estabilidade

O melhor método de entendimento do critério de Routh é a aplica-lo a um sistema de equação diferencial, como a eq. 6.1.

As condições para a estabilidade para este sistema de terceira ordem são duas:

A primeira condição é que todos os coeficientes devam ser do mesmo sinal algébrico. Por conveniência, a eq. 6.1. pode ser reescrita como segue:

$$M_3 \frac{d^3x}{dt^3} + M_2 \frac{d^2x}{dt^2} + M_1 \frac{dx}{dt} + M_o(x - x_o) = 0 \qquad (6.2)$$

onde

$M_3 = T_m H$

$M_2 = T_m + H + R_q \beta$

$M_1 = 1 + R_q \alpha$

$M_o = R_q \gamma$

A segunda condição para a estabilidade é:

$$M_1 M_2 > M_3 M_o \qquad (6.3)$$

Em quase todos os casos de controle de processo os coeficientes serão do mesmo sinal algébrico, de modo que a coisa importante para investigar é a desigualdade dada pela eq. 6.3. Inserindo as constantes reais do sistema na igualdade acima e re-arranjando-a, de modo que o termo do controle integral fique isolado tem-se:

$$\gamma < \frac{(1 + R_q\alpha)(T_m + H + R_q\beta)}{T_m H R_q} \qquad (6.4)$$

A desigualdade como escrita acima permite investigar como os ajustes do controlador afetam a estabilidade.

A desigualdade acima mostra as condições limitantes entre a operação estável e instável. através da expressão determina-se que um sistema instável pode se tornar estável por meio de uma das três seguintes alterações nos ajustes do controlador:

1. diminuindo o fator de controle integral,
2. aumentando o fator de controle derivativo,
3. aumentando o fator de controle proporcional,

Se o sistema é verificado pela desigualdade da eq. 6.4 e não fica estável dentro dos ajustes disponíveis nos controladores comerciais, então ele pode ficar estável alterando as resistências e capacidades do processo, como indicado na eq. 6.4.

5.6. Processo com uma capacidade com atrasos no elemento de medição e na válvula

Para o caso do controle proporcional mais derivativo, a equação característica para o sistema mostrado na Fig. 2.5 é a seguinte:

$$M_3 \frac{d^3x}{dt^3} + M_2 \frac{d^2x}{dt^2} + M_1 \frac{dx}{dt} + M_0 x = 0 \qquad (6.5)$$

onde

$M_3 = T_m T_v H$

$M_2 = T_m T_v + T_m H + T_v H$

$M_1 = T_m + T_v + H + R_q \beta$

$M_o = 1 + R_q \alpha$

$T_m = R_m C_m$

$T_v = R_v C_v$

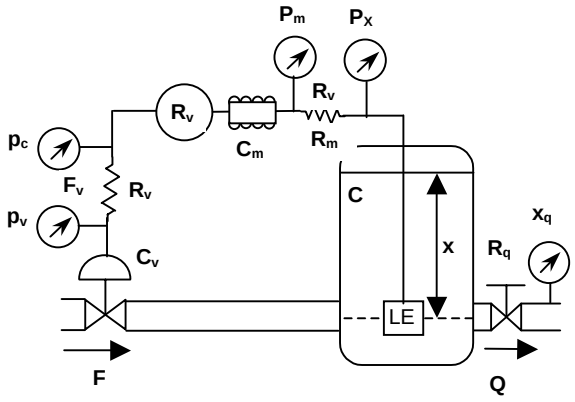


Fig. 6.2. Processo com única capacidade com controlador ideal mas com atrasos na medição e na válvula

Ainda, aplicando o critério de estabilidade de Routh, as condições necessárias para a estabilidade são:

1. todos os coeficientes são do mesmo sinal algébrico e
2. a seguinte desigualdade é verdadeira:

Esta desigualdade é idêntica à eq. 6.3, mas após a substituição dos valores reais dos coeficientes de M_1 e M_O que contem as constantes do controlador de β e α, respectivamente, obtém-se:

$$M_2(T_m + T_v + H + R_q\beta) > M_3(1 + R_q\alpha) \qquad (6.7)$$

Revendo a desigualdade acima, se percebe que:

1. o aumento no fator de controle derivativo tende a fazer o sistema mais estável,
2. o aumento no fator de controle proporcional tende a fazer o sistema menos estável,

Conclui-se que o efeito da resposta derivativa é similar ao seu efeito no exemplo anterior. Porém, o efeito da resposta proporcional agora é oposta da anterior. Isto ilustra o fato que não é possível generalizar acerca do efeito de um tipo particular de controle muito amplamente.

5.7. Controle integral

Se a ação integral de controle é incluída no sistema da Fig. 2.5, obtém-se uma equação diferencial de quarta ordem. Para este caso, a equação característica fica igual a:

$$M_4 \frac{d^4x}{dt^4} + M_3 \frac{d^3x}{dt^3} + M_2 \frac{d^2x}{dt^2} + M_1 \frac{dx}{dt} + M_0 x = 0 \qquad (6.8)$$

onde

$M_4 = T_m T_v H$

$M_3 = T_m T_v + T_m H + T_v H$

$M_2 = T_m + T_v + H + R_q\beta$

$M_1 = 1 + R_q\alpha$

$M_o = R_q\alpha$

Aplicando o critério de Routh, as condições para a estabilidade agora são três:

1. todos os coeficientes devem ter o mesmo sinal algébrico,

A segunda e terceira condições são respectivamente,

$$M_1M_2M_3 - M_1^2M_4 - M_oM_3^2 > 0 \qquad (6.9)$$

$$M_2M_3 > M_1M_4 \qquad (6.10)$$

Re-arranjando a eq. 6.9, tem-se:

$$M_1(M_2M_3 - M_1M_4) > M_oM_3^2 \qquad (6.11)$$

O sistema pode ser instável se alguma das duas condições eq. 6.10 ou 6.111 não for satisfeita. A eq. 6.11 é uma condição necessária e suficiente para a estabilidade, enquanto a eq. 6.9 é uma condição necessária mas não suficiente. Re-arranjando a eq. 6.11, obtém-se:

$$M_1^2M_4 - M_1M_2M_3 + M_oM_3^2 < 0 \qquad (6.12)$$

No limite da estabilidade/instabilidade, a eq. 6.9 fica igual a zero, ou seja:

$$M_1^2 - \left(\frac{M_2M_3}{M_4}\right)M_1 + \frac{M_oM_3^2}{M_4} = 0 \qquad (6.13)$$

de modo que as raízes para M_1 são:

$$M_1 = +\left(\frac{M_2M_3}{2M_4}\right) \pm \sqrt{\left(\frac{M_2M_3}{2M_4}\right)^2 - \frac{M_oM_3^2}{M_4}} \qquad (6.14)$$

A inspeção da eq. 6.14 mostra que para M_1 ter qualquer raiz real é necessário que:

$$\left(\frac{M_2M_3}{2M_4}\right)^2 \geq \frac{M_oM_3^2}{M_4} \qquad (6.15)$$

ou, escrevendo de modo diferente:

$$\frac{M_3^2}{M_4}\left(\frac{M_2^2}{4M_4} - Mo\right) \geq 0 \qquad (6.16)$$

5.8. Gráfico da eq. 6.13 para mostrar efeito de

Tornando o valor da eq. 613 igual a Q, tem-se:

$$M_1^2 - \left(\frac{M_2M_3}{M_4}\right)M_1 + \frac{M_oM_3^2}{M_4} = Q \qquad (6.17)$$

Um gráfico de M_1 versus Q mostrará o efeito de M_1, que contem o coeficiente , no limite da estabilidade do sistema, quando todas as outras constantes permanecem inalteradas. Este gráfico é mostrado na Fig. 5.1.

5.9. Efeito das ações integral e derivativa

O efeito da resposta integral, que está contida no coeficiente M_o, aparece na eq. 6.16. Aqui é aparente que para existir estabilidade, deve se satisfazer a seguinte desigualdade:

$$M_o < \frac{M_2^2}{4M_4} \qquad (6.18)$$

Substituindo o valor real de M_o tem-se:

$$R_q\gamma < \frac{M_2^2}{4M_4} \qquad (6.19)$$

que mostra que o valor da resposta integral deve sempre satisfazer a eq. 6.19 ou o sistema será instável.

O coeficiente M_2 contem a resposta derivativa que, se modificada, pode agir para satisfazer a eq. 6.19 se o controle está próximo da faixa apropriada.

Para resumir as conclusões acima, pode-se estabelecer os seguintes efeitos sobre um sistema deste tipo que é quase não estável ou está no limite de ficar instável:

1. aumentando a resposta integral tende a fazer o sistema mais instável.
2. aumentando a resposta derivativa tende a fazer o sistema mais estável.
3. aumentando a resposta proporcional tende a fazer o sistema mais estável ou menos estável, dependendo dos valores dos coeficientes.

5.10. Outros casos

Foi mostrada aplicação do critério de Routh para três casos de controle de processo, incluindo sistemas de terceira e quarta ordem. Estes exemplos mostram que a aplicação do critério, quando usado para determinar se um dado sistema de controle é estável ou não. Note-se que o critério tem valor como uma verificação preliminar em um dado projeto e não fornece dados quantitativos para o grau de estabilidade. Embora o método envolva algum trabalho em sistemas de ordem superior, ele ainda é consideravelmente mais rápido que a tentativa de achar as raízes da equação característica. Depois que o sistema é provado ser estável, pelo critério de Routh, seria pratico fazer uma análise mais detalhada do problema, achando as raízes e determinando a curva resposta. Isto dará um retrato exato do desempenho esperado da planta.

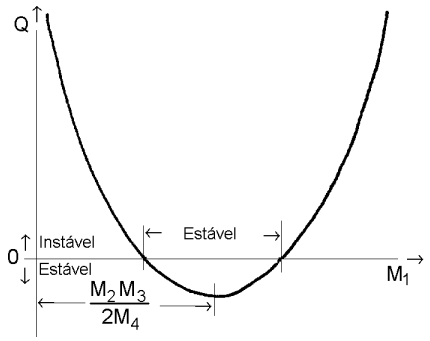


Fig. 6.3. Gráfico de Q (eq. 6.17) versus coeficiente M1 mostra o efeito de α

5.11. Conclusão

O presente trabalho estabelece ainda que o principal objetivo desta análise ten sido fornecer ao engenheiro de controle o valor de um enfoque teórico planejado para este problema nos estágios de projeto. A matemática que foi usada foi a de equações diferenciais ordinárias. Enquanto que nem todas as equações foram resolvidas completamente, dados suficientes e soluções de exemplo foram incluídas para possibilitar, com a ajuda de uma revisão breve de calculo e equação diferencial elementar, entender os procedimentos usados.

Um fator importante a ser reconhecido no campo do controle de processo é que não é possível se chegar a uma catalogação simples de soluções que satisfaçam todos os problemas que aparecem na prática. Cada caso deve ser tratado de modo individual. Assim, um bom conhecimento do procedimento é muito mais importante que uma demonstração de métodos para catalogar soluções.